

PRA RENCANA PABRIK

**ETANOL (C_2H_5OH) DARI *SYNTHETIC GAS* (*SYNGAS*)
DENGAN PROSES *MIXED ALCOHOL*
KAPASITAS 250.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR KONVERSI ETANOL**

SKRIPSI

Disusun Oleh :

YUNIAR RIZQI HARDIANO

07.14.010



**MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2012**

2018

ՀԱՅԱՍՏԱՆԻ ԼԵՂՈՒՄԱՆ ԿՐԹԱՆՈՒԹՅԱՆ
ԲԱՆԿԱՆԵՐԻ ԼԵՂՈՒՄԻ ԵՎ ԲԱՆԿԱՆԵՐԻ
ՏՐԱՆՍԿԱՆԱԿՈՒԹՅԱՆ ԿԵՆՏՐՈՆ

ՀԱՅԱՍՏԱՆԻ
ԲԵՆՔԱՆԿԱՆԵՐԻ
ԿԵՆՏՐՈՆ

ՀԱՅԱՍՏԱՆԻ ԼԵՂՈՒՄԱՆ ԿՐԹԱՆՈՒԹՅԱՆ

ԲԱՆԿԱՆԵՐԻ

ԿԵՆՏՐՈՆ

ՏՐԱՆՍԿԱՆԱԿՈՒԹՅԱՆ

ԲԵՆԿՏՈՒ ՄԱՐԿԵԻ ԵՎ ՄԱՐԿԵ
ԲԵՆԿՏՈՒՄԻ ՄԱՐԿԵ

ԿՐԹԱՆՈՒԹՅԱՆ ԿԵՆՏՐՈՆԻ
ԲԱՆԿԱՆԵՐԻ ԿԵՆՏՐՈՆ

ԵՎ ԲԱՆԿԱՆԵՐԻ ԿԵՆՏՐՈՆ (ԵՎ ԲԱՆԿԱՆԵՐԻ ԿԵՆՏՐՈՆ)

ԿՐԹԱՆՈՒԹՅԱՆ ԿԵՆՏՐՈՆ

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

**ETANOL (C₂H₅OH) DARI *SYNTHETIC GAS* (*SYNGAS*)
DENGAN PROSES *MIXED ALCOHOL*
KAPASITAS 250.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR KONVERSI ETANOL**

SKRIPSI

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

Disusun Oleh :

YUNIAR RIZQI HARDIANO 07. 14. 010

Malang, 9 Februari 2012

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN

Malang



Jimmy, ST. MT.
NIP. Y. 103. 9900. 330

Menyetujui,

Dosen Pembimbing

Ir. Muassaroh, MT.
NIP. Y. 103.9700.306

DECLARATION OF INTEREST

STATE OF TEXAS

BEFORE ME, the undersigned authority, on this day personally appeared _____, known to me to be the person whose name is subscribed to the foregoing instrument, and acknowledged to me that he executed the same for the purposes and consideration therein expressed.

Given under my hand and seal of office this _____ day of _____, 20____.

NOTARY PUBLIC

My commission expires on _____, 20____.

Notary Public

My commission expires on _____, 20____.

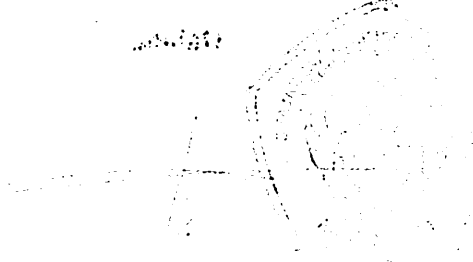
Notary Public

Notary Public

Notary Public

Notary Public





Notary Public

Notary Public

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama Mahasiswa : YUNIAR RIZQI HARDIANO
NIM : 07. 14. 010
Jurusan / Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK ETANOL (C₂H₅OH) DARI
*SYNTHETIC GAS (SYNGAS) DENGAN PROSES
MIXED ALCOHOL*

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari : Kamis
Tanggal : 9 Februari 2012
Nilai : A

Ketua



Jimmy, ST. MT.
NIP. Y. 103. 9900. 330

Sekretaris

M. Istnaeny Hudha, ST. MT.
NIP. P. 103. 0400. 400

Anggota Penguji

Penguji I

Ir. Bambang Susila Hadi
NIP. Y. 103. 9000. 210

Penguji II

Faidliyah Nilna Minah, ST. MT.
NIP. P. 103. 0400. 392

FEDERAL BUREAU OF INVESTIGATION
 DEPARTMENT OF JUSTICE

MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR, FBI
 FROM: SAC, NEW YORK
 SUBJECT: [Illegible]

Reference is made to New York airtel dated 1/15/54 and Bureau airtel dated 1/15/54.

[Faint handwritten notes and illegible text]

[Faint handwritten notes and illegible text]

[Illegible]

[Faint handwritten notes and illegible text]

[Faint handwritten notes and illegible text]

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : YUNIAR RIZQI HARDIANO
NIM : 07. 14. 010
Jurusan / Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

**ETANOL (C₂H₅OH) DARI *SYNTHETIC GAS (SYNGAS)*
DENGAN PROSES *MIXED ALCOHOL*
KAPASITAS 250.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR KONVERSI ETANOL**

Adalah Tugas Akhir Hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, 9 Februari 2012

Yang membuat pernyataan

YUNIAR RIZQI HARDIANO

REVISI DAN PERUBAHAN

... dan ...

... dan ...

...

...

...

... dan ...

... dan ...

...

... dan ...

...

... dan ...

...

...

...

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur kehadirat Allah SWT yang Maha Esa karena atas berkat dan rahmat-Nya, maka penyusunan skripsi dengan judul **“Pra Rencana Pabrik Etanol (C₂H₅OH) dari *Synthetic Gas (Syngas)* dengan Proses *Mixed Alcohol*”** dapat terselesaikan dengan baik.

Skripsi ini disusun sebagai syarat guna menempuh ujian sarjana pada jenjang Strata I (S-1) dan diajukan guna memenuhi tugas akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang, sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana (Strata-1) Teknik Kimia. Pada kesempatan ini penyusun tidak lupa mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya terutama kepada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT. selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang.
3. Bapak Jimmy, ST. MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Institut Teknologi Nasional Malang.
4. Bapak M. Istnaeny Hudha, ST. MT. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia, Institut Teknologi Nasional Malang.
5. Ibu Ir. Muyassaroh, MT. selaku Dosen Pembimbing I.
6. Bapak Ir. Bambang Susila Hadi selaku Dosen Penguji I.
7. Ibu Faidliyah Nilna Minah, ST. MT. selaku Dosen Penguji II.
8. Bapak dan Ibu Dosen yang telah memberikan masukan kepada penyusun.
9. Teman-teman angkatan 2007 serta semua pihak yang telah membantu secara langsung maupun tidak langsung dalam penyusunan skripsi ini.

Kami menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir atau Skripsi ini masih jauh dari sempurna, karena itu kritik serta saran yang bersifat membangun tetap diharapkan untuk penyempurnaan Laporan Tugas Akhir atau Skripsi ini. Semoga Laporan Tugas Akhir atau Skripsi ini dapat berguna bagi semua pihak serta rekan-rekan mahasiswa khususnya Jurusan Teknik Kimia.

Malang, Februari 2012

Penyusun

今日下午三時，在學校禮堂舉行畢業典禮，由校長主持，全體師生參加，場面莊嚴，氣氛熱烈。

典禮中，校長致詞，勉勵畢業生勇往直前，為國家社會貢獻力量。隨後由家長代表發言，感謝學校的辛勤培育。

典禮最後，全體師生高唱校歌，在歡快的氣氛中結束。畢業生們紛紛合影留念，記錄下這重要的一刻。

此次畢業典禮，不僅是學生學業的總結，更是他們人生旅程的一個重要轉折點。我們期待他們在未來的道路上，繼續發光發熱。

典禮結束後，學校將舉行畢業生聚餐活動，屆時歡迎全體師生踴躍參加，共敘同窗情誼。

希望全體師生，能將此次典禮的精神力量，轉化為前進的動力，共同為學校的繁榮發展而努力。

特此公告，敬請留意。如有任何疑問，請隨時與學校辦公室聯繫。

校長：張三
副校長：李四
秘書長：王五

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI	iii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR GAMBAR.....	vii
DAFTAR TABEL	viii
ABSTRAKSI	ix
BAB I PENDAHULUAN	I - 1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II - 1
BAB III NERACA MASSA	III - 1
BAB IV NERACA PANAS.....	IV - 1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V - 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA.....	VI - 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....	VII - 1
BAB VIII UTILITAS	VIII - 1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	IX - 1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	X - 1
BAB XI ANALISA EKONOMI.....	XI - 1
BAB XII KESIMPULAN.....	XII - 1
DAFTAR PUSTAKA.....	
APPENDIKS A	APP.A - 1
APPENDIKS B.....	APP.B - 1
APPENDIKS C.....	APP.C - 1
APPENDIKS D	APP.D - 1
APPENDIKS E.....	APP.E - 1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1.1.1. Tahapan Proses Pembuatan Etanol dengan Proses <i>Homologation alcohol</i>	II - 1
Gambar 2.1.2.1. Tahapan Proses Pembuatan Etanol dengan Proses <i>Mixed Alcohol Reaction</i>	II - 2
Gambar 9.1.2.1. Peta Lokasi Pabrik Etanol dari <i>Syngas</i>	IX - 8
Gambar 9.2.1.1. <i>Plant Lay Out</i> Pra Rencana Pabrik Etanol dari <i>Syngas</i>	IX - 11
Gambar 9.2.2.1. <i>Equipment Lay Out</i> Pra Rencana Pabrik Etanol dari <i>Syngas</i>	IX - 14
Gambar 10.1. Bagan Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Etanol.....	X - 23

DAFTAR TABEL

Tabel 1.4.1.1. Kandungan <i>Syngas</i>	I - 4
Tabel 1.5.1. Kapasitas Pabrik Etanol di Indonesia.....	I - 7
Tabel 1.5.2. Data Proyeksi Konsumsi Etanol sebagai Campuran Premium Tahun 2005 - 2010	I - 8
Tabel 2.2.1. Seleksi Proses Produksi Etanol dari <i>Syngas</i>	II - 3
Tabel 2.3.2.1. Kondisi Operasi Sintesis <i>Mixed Alcohol</i>	II - 5
Tabel 2.3.2.2. Hasil Performa Reaksi <i>Mixed Alcohol</i>	II - 5
Tabel 7.1.1. Pemasangan Instrumentasi pada Pabrik Etanol dari <i>Syngas</i>	VII - 3
Tabel 7.2.3.1. Tabel Alat Keselamatan Kerja Pabrik Etanol dari <i>Syngas</i>	VII - 8
Tabel 8.1.1.1 Data Kebutuhan <i>Steam</i>	VIII - 5
Tabel 8.1.2.1. Data Kebutuhan Air Pendingin.....	VIII - 6
Tabel 8.1.3.1. Data Kebutuhan Air Sanitasi	VIII - 7
Tabel 8.5.1. Data Kebutuhan Nitrogen Cair.....	VIII - 13
Tabel 9.2.1.1. Perincian Luas Bangunan Pabrik.....	IX - 9
Tabel 10.5.1. Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	X - 14
Tabel 10.7.1. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja	X - 17
Tabel 10.9.1. Daftar Upah (Gaji) Karyawan.....	X - 21

ABSTRAKSI

Etanol adalah derivat senyawa hidrokarbon yang mempunyai gugus hidroksil (-OH) dengan rumus molekul C_2H_5OH atau CH_3CH_2OH dan dikenal dengan nama lain etil alkohol. Etanol merupakan senyawa tak berwarna, berbau khas dan mudah larut dalam air maupun dalam senyawa lain. Secara umum etanol digunakan sebagai pelarut, bahan baku industri turunan alkohol, bahan dasar industri farmasi dan campuran bahan bakar untuk kendaraan sesuai dengan kemurniannya. Mengingat pemanfaatan etanol yang beraneka ragam, maka industri etanol mempunyai prospek yang sangat bagus di Indonesia, karena kebutuhan etanol di Indonesia terus mengalami peningkatan dan belum diimbangi dengan kapasitas produksi industri etanol di Indonesia yang hanya berjumlah sekitar 14 industri. Pabrik etanol ini didirikan dengan harapan dapat memenuhi kebutuhan etanol untuk campuran gasohol 10%, sehingga dapat menurunkan tingkat konsumsi BBM nasional yang merupakan bahan bakar fosil yang tidak dapat diperbaharui serta dapat membuka lapangan kerja baru dan mengurangi tingkat pengangguran. Proses yang digunakan pada pembuatan etanol ini adalah proses *mixed alcohols* dan sebagai bahan baku menggunakan *synthetic gas (syngas)*.

Pabrik etanol ini direncanakan didirikan di Kecamatan Ilir Timur II, Kota Palembang, Provinsi Sumatera Selatan dengan kapasitas 250.000 ton/tahun. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, nitrogen cair, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk garis dan staff. Berdasarkan perhitungan analisa ekonomi didapatkan TCI = Rp. 4.468.334.283.290,65; ROI = 13,68 %; IRR = 13,10 %; POT = 2,19 Tahun; BEP = 47,10 %. Menurut analisa ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik etanol dari *syngas* ini layak untuk didirikan.

Katakunci : Etanol, *synthetic gas (syngas)*, *mixed alcohols*, gasohol 10%

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia merupakan negara yang sedang mengalami perkembangan yang sangat pesat dalam segala bidang, salah satu dari perkembangan tersebut adalah perkembangan ekonomi. Bahan Bakar Minyak (BBM) merupakan salah satu faktor paling vital untuk menunjang berjalannya roda perekonomian suatu negara. Saat ini Bahan Bakar Minyak (BBM) selalu mengalami peningkatan permintaan sedangkan cadangan persediaan bahan bakar minyak itu sendiri terus menipis dan lama kelamaan akan habis. Bahan Bakar Minyak (BBM) merupakan sumber daya alam yang tidak dapat diperbaharui sehingga harus dicari alternatif lain yang dapat mengurangi pemakaiannya sebagai bahan bakar utama. Pengurangan tersebut dapat dilakukan dengan melakukan modifikasi bahan bakar dengan menambahkan atau mencampurnya dengan bahan tambahan lain sehingga pemakaian dari Bahan Bakar Minyak tersebut dapat berkurang, salah satu contoh dari bahan tambahan tersebut adalah alkohol. Alkohol merupakan salah satu bahan kimia yang dapat dimanfaatkan sebagai bahan bakar ataupun campuran dari bahan bakar.

Nama alkohol berasal dari bahasa Arab yaitu *al* dan *kohl* yang artinya senyawa mudah menguap. Alkohol adalah derivat senyawa hidrokarbon, yang mempunyai gugus hidroksil (-OH) sehingga dapat dioksidasi atau esterifikasi dan merupakan senyawa organik yang terdiri dari karbon, hidrogen, oksigen dengan rumus molekul C_2H_5OH atau CH_3CH_2OH . Dalam dunia industri, alkohol dikenal dengan nama etanol atau etil alkohol. (Rama Prihandana, Dkk. BioEtanol Ubi Kayu Bahan Bakar Masa Depan)

Secara umum Etanol/bio-Etanol dapat digunakan sebagai bahan baku industri turunan alkohol, campuran untuk miras, bahan dasar industri farmasi, campuran bahan bakar untuk kendaraan. Mengingat pemanfaatan Etanol/bio-Etanol yang beraneka ragam, sehingga grade Etanol yang dimanfaatkan harus berbeda sesuai dengan penggunaannya. Untuk Etanol/bio-Etanol yang mempunyai *grade* 90-96,5% vol dapat digunakan pada industri, sedangkan Etanol/bioEtanol yang mempunyai *grade* 96-99,5% vol dapat digunakan sebagai campuran untuk miras dan bahan dasar industri farmasi. Besarnya *grade* Etanol/bioEtanol yang dimanfaatkan sebagai campuran bahan bakar untuk kendaraan harus anhydrous dengan tujuan menghindari terjadinya korosif, sehingga Etanol/bio-Etanol yang digunakan harus mempunyai *grade* sebesar 99,5-100% vol. (Indyah Nurdyastuti. Teknologi Proses BioEtanol)

Industri Etanol/Bioetanol mempunyai prospek yang sangat bagus di Indonesia, karena kebutuhan etanol di Indonesia terus mengalami peningkatan. Hal ini tidak diimbangi dengan kapasitas produksi industri etanol di Indonesia, yang hanya berjumlah sekitar 14 industri.

Syngas (synthetic gas) merupakan salah satu bahan yang berpotensi untuk digunakan sebagai bahan baku pembuatan etanol, apabila kita mampu mengolahnya menjadi etanol maka kita dapat membuat bahan bakar alternatif (etanol) yang ramah lingkungan karena sifat pembakarannya yang lebih baik daripada bahan bakar fosil lainnya, serta akan mengurangi penggunaan bahan bakar minyak yang saat ini semakin menipis. Hal ini membawa angin baik dalam hal pengurangan tingkat emisi gas karbon dioksida (CO₂), nitrogen oksida, dan gas-gas rumah kaca yang menjadi polutan sehingga dapat mengurangi pula pemanasan global yang terjadi saat ini. Pertimbangan lainnya adalah kemajuan teknologi otomotif yang ada di negara-negara barat yang mulai membuat mesin kendaraan bermotor yang menggunakan bahan bakar berupa etanol.

Selain itu dengan berdirinya pabrik ini maka diharapkan Indonesia mampu untuk mengantisipasi krisis kebutuhan Bahan Bakar Minyak dan harga minyak dunia yang setiap tahunnya terus meningkat dengan cara menambahkan atau bahkan mengganti dengan etanol yang nantinya akan dihasilkan oleh pabrik ini, serta diharapkan pula Indonesia akan mampu mengurangi ketergantungan terhadap produk luar negeri dimasa yang akan datang. Harapan lain dengan berdirinya pabrik ini maka akan menambah lapangan kerja baru dan selanjutnya akan mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia. Hal ini membuka peluang yang sangat besar untuk mendirikan pabrik etanol dari *syngas* di Indonesia sebagai salah satu upaya untuk pemenuhan kebutuhan etanol khususnya yang diperuntukkan sebagai bahan bakar alternatif.

1.2. Sejarah Perkembangan Industri Etanol dari *Syngas*

Etanol murni (*absolut*) dihasilkan pertama kali pada tahun 1796 oleh Johan Tobias Lowitz yaitu dengan cara menyaring alkohol hasil distilasi melalui arang. Etanol pertama kali dibuat secara sintetik pada tahun 1826 secara terpisah oleh Henry Hennel dari Britania Raya dan S.G. Sérullas dari Perancis. Pada tahun 1828, Michael Faraday berhasil membuat etanol dari hidrasi etilena yang dikatalisis oleh asam. Proses ini mirip dengan proses sintesis etanol industri modern. Etanol telah digunakan sebagai bahan bakar lampu di Amerika Serikat sejak tahun 1840, sejak tahun 1908 otomobil Ford Model T telah dapat dijalankan menggunakan etanol. (<http://id.wikipedia.org/wiki/etanol>)

Selama ini proses produksi etanol yang paling umum dan banyak digunakan adalah proses hidrasi etilen baik dengan cara *direct* maupun *indirect*, selain proses tersebut proses

yang paling lazim dan banyak digunakan dalam produksi etanol saat ini adalah dengan cara fermentasi gula yang dapat dihasilkan dari berbagai jenis karbohidrat baik yang berasal dari pati maupun selulosa. Proses produksi etanol terbaru yang sedang berkembang dan mulai dilakukan oleh perusahaan yang bergerak dibidang produksi etanol adalah dengan menggunakan bahan baku gas sintetis atau sering disebut *Synthetic Gas (Syngas)*. (Kirk Othmer, Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 9)

Gas sintetis (*syngas*) sebagai bahan baku industri etanol di Indonesia belum banyak berkembang. Sedangkan industri etanol yang memanfaatkan gas sintetis (*syngas*) sebagai bahan baku telah ada di negara Arab Saudi seperti pabrik Hawaiyah yang merupakan milik Saudi Aramco, produsen terbesar di Arab Saudi ini memproduksi 310.000 barel (49.259.000 liter) etanol dan gas alam cair setiap harinya. Negara lainnya yang telah memproduksi etanol dari gas sintetis (*syngas*) adalah negara Amerika.

1.3. Kegunaan Etanol

Secara garis besar, Etanol dapat diklasifikasikan berdasarkan fungsinya menjadi 4 kelompok yaitu :

1. Bahan pelarut
2. Bahan baku industri
3. Bahan bakar
4. Bahan kebutuhan rumah sakit dan laboratorium

Etanol (alkohol) mempunyai peranan yang sangat penting dalam berbagai bidang antarlain adalah sebagai berikut :

- Sebagai pelarut dan reagensia dalam laboratorium dan industri
- Sebagai bahan baku industri kimia.
- Sebagai bahan kecantikan dan kedokteran
- Sebagai bahan baku (*raw material*) industri kimia, contohnya untuk membuat ratusan senyawa kimia lain (turunan alkohol), seperti asetaldehid, etil asetat, asam asetat, etilene dibromida, glycol, etil klorida, dan etil ester.
- Sebagai bahan bakar

Etanol mempunyai nilai kalor (Q): 11618,1 Btu/lb. Sedangkan jika dicampur dengan gasoline dengan presentase 10% etanol dan 90% gasoline (akan menghasilkan produk dengan nama dagang Gasohol) maka akan dihasilkan nilai kalor (Q): 18162,96 Btu/lb.

(Kirk Othmer, Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 1)

Penggunaan etanol disesuaikan dengan *grade* dan kualitas produk dari etanol itu sendiri.

Grade etanol tersebut dibedakan menjadi : (Indyah Nurdyastuti, Teknologi Proses BioEtanol)

- Industrial etanol (90 – 96,5%) : Keperluan industri dan pelarutan
- Fine etanol (96 – 99,5%) : Keperluan farmasi dan kosmetik
- Anhydrous etanol (99,6 – 100%) : Bahan bakar (fuel)

1.4. Sifat-sifat Bahan Baku dan Produk

1.4.1. Sifat-sifat bahan baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan etanol ini adalah *synthetic gas* (*syngas*) dengan Komposisi *Syngas* :

Tabel 1.4.1.1. Kandungan *syngas*

Komponen	% massa
H ₂	7,8
CO ₂	18,1
CO	71,1
H ₂ O	0,3
CH ₄	2,1
C ₂ H ₄	0,5
N ₂	0,1
Total	100

(David Koch, *Mixed Alcohol and Syngas Synthesis via Gasification*)

Berdasarkan komposisi tersebut terdapat dua komponen yang merupakan reaktan utama dalam reaksi pembentukan etanol dari *syngas*. Adapun komponen tersebut antara lain:

1. *Hidrogen* (Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Vol 13)

Sifat Kimia

- Rumus molekul : H₂
- Berat molekul : 2,0158 g/mol

Sifat Fisik

- Fase : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Tidak berbau
- Densitas (23,15 K) : 0,0665 g/mL
- Titik didih : -252,8 °C

- Titik beku : $-259,2\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Suhu kritis : $306,35\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Tekanan kritis : 13 bar
- Kapasitas panas (23,15 K) : $28,6826\text{ KJ/Kmol.K}$

2. *Carbon Monoksida* (Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Tecnology*, Vol 5)

Sifat Kimia

- Rumus molekul : CO
- Berat molekul : 28,0101 g/mol

Sifat Fisik

- Fase : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Tidak berbau
- Densitas (23,15 K) : 1,0002 g/mL
- Titik didih : $-191,5\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Titik beku : $-205,1\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Suhu kritis : $406,05\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Tekanan kritis : 35 bar
- Kapasitas panas (23,15 K) : $29,5255\text{ KJ/Kmol.K}$

3. *Carbon Dioksida* (Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Tecnology*, Vol 5)

Sifat Kimia

- Rumus molekul : CO₂
- Berat molekul : 44,01 g/mol

Sifat Fisik

- Fase : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Tidak berbau
- Densitas (23,15 K) : 1,7306 g/mL
- Titik didih : $-79\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Titik beku : $-70\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Suhu kritis : $31,1\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Tekanan kritis : 73,83 bar
- Kapasitas panas (23,15 K) : $36,7967\text{ KJ/Kmol.K}$



4. *Air* (Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 25*)*Sifat Kimia*

- Rumus molekul : H₂O
- Berat molekul : 18,02 g/mol

Sifat Fisik

- Fase : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Tidak berbau
- Densitas (23,15 K) : 1,0497 g/mL
- Titik didih : 99,98 °C
- Titik beku : 0 °C
- Kapasitas panas (23,15 K) : 33,7727 KJ/Kmol.K

5. *Metana* (Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 13*)*Sifat Kimia*

- Rumus molekul : CH₄
- Berat molekul : 16,042 g/mol

Sifat Fisik

- Fase : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Tidak berbau
- Densitas (23,15 K) : 0,5320 g/mL
- Titik didih : - 161,6 °C
- Titik beku : - 182,6 °C
- Suhu kritis : - 82,55 °C
- Tekanan kritis : 46 bar
- Kapasitas panas (23,15 K) : 35,9853 KJ/Kmol.K

6. *Etilena* (Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 9*)*Sifat Kimia*

- Rumus molekul : C₂H₄
- Berat molekul : 28,0536 g/mol

Sifat Fisik

- Fase : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Tidak berbau

- Densitas (23,15 K) : 0,7434 g/mL
- Titik didih : - 106,71 °C
- Titik beku : - 169,15 °C
- Suhu kritis : 9,194 °C
- Tekanan kritis : 50,408 bar
- Kapasitas panas (23,15 K) : 43,3037 KJ/Kmol.K

7. *Nitrogen* (Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 17*)

Sifat Kimia

- Rumus molekul : N₂
- Berat molekul : 28,0134 g/mol

Sifat Fisik

- Fase : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Tidak berbau
- Densitas (23,15 K) : 1,0205 g/mL
- Titik didih : - 196 °C
- Titik beku : - 210 °C
- Suhu kritis : - 146,9 °C
- Tekanan kritis : 33,99 bar
- Kapasitas panas (23,15 K) : 29,4914 KJ/Kmol.K

8. *Katalis Molybdenum Disulfide (MOS₂)* (<http://id.wikipedia.org/wiki/>)

Sifat Kimia

- Rumus molekul : MOS₂
- Berat molekul : 160,07 g/mol

Sifat Fisik

- Fase : Kristal Padat
- Warna : Hitam
- Bau : Tidak berbau
- Densitas : 5,06 g/mL
- Titik leleh : 1185 °C
- Suhu operasi : Sampai 398,889 °C (<http://www.readesupersite.org/search/>)

9. *Nitrogen Cair* (Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 17*)

Sifat Kimia

- Rumus molekul : N_2
- Berat molekul : 28,0134 g/mol

Sifat Fisik

- Fase : Cair
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Tidak berbau
- Densitas (23,15 K) : 0,967 g/L
- Titik didih : $-196\text{ }^\circ\text{C}$
- Titik beku : $-210\text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu kritis : $-146,9\text{ }^\circ\text{C}$
- Kapasitas panas (23,15 K) : 498,8787 KJ/Kmol.K

1.4.2. **Sifat-sifat produk**

1. *Produk Utama Etanol* (Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 9*)

Sifat Kimia

- Rumus molekul : C_2H_5OH
- Berat molekul : 46,0682 g/mol
- Kelarutan : Larut sempurna dalam air

Sifat Fisik

- Fase : Cair
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Berbau khas
- Densitas (30 °C) : 0,78075 g/mL
- Titik didih : $78,32\text{ }^\circ\text{C}$
- Titik beku : $-114,1\text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu kritis : $789,35\text{ }^\circ\text{C}$
- Tekanan kritis : 63,8 bar
- Kapasitas panas (30 °C) : 66,2586 K

2. *Produk Samping Carbon Dioksida* (Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 5*)

Sifat Kimia

- Rumus molekul : CO_2
- Berat molekul : 44,0095 g/mol

Sifat Fisik

- Fase : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Tidak berbau
- Densitas :
- Titik didih : $-78,5\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Titik beku : $-56,6\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Suhu kritis : $577,35\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Tekanan kritis : 73,8 bar
- Kapasitas panas (-120°C) : 29,7278KJ/Kmol.K

3. *Produk Samping Metanol* (Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 16*)*Sifat Kimia*

- Rumus molekul : CH_3OH
- Berat molekul : 32,0417g/mol
- Kelarutan : Larut sempurna dalam air

Sifat Fisik

- Fase : Cair
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Tidak berbau
- Densitas : 0,7866 g/mL
- Titik didih : $64,6\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Titik beku : $-97,7\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Suhu kritis : $785,75\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Tekanan kritis : 81bar
- Kapasitas panas ($30\text{ }^{\circ}\text{C}$) : 43,7911 KJ/Kmol.K

1.5. Perkiraan Kapasitas Produksi

Dalam perencanaan pendirian suatu pabrik dibutuhkan suatu prediksi kapasitas agar produksi yang akan didirikan dapat memenuhi kebutuhan, terutama kebutuhan dalam negeri. Perkiraan kapasitas pabrik dapat ditentukan menurut konsumsi setiap tahun dengan melihat perkembangan industri dalam kurun waktu berikutnya.

Berikut ini adalah data kapasitas produksi pabrik etanol didalam negeri :

Tabel 1.5.1. Kapasitas pabrik etanol di indonesia

No	Nama Pabrik	Produksi (Kl/y)	Produksi (Kl/hari)
1	PT Aneka Kimia Nusantara	5000	15,152
2	PT Basis Indah	1600	4,848
3	PT Bukit Manikam Subur Persada	51282	155,400
4	PT Indo Acidatama Chemical	42000	127,272
5	PT Madu Baru	6720	20,363
6	PT Molindo Raya Industrial	10000	30,303
7	PT Perkebunan Nusantara XI	6000	18,182
8	PT Rhodia Manyar	11000	33,333
9	BBTP,BPPT	30	0,091
10	PT Indo Lampung Distilley	60000	181,818
11	PT Sampurna	16800	50,909
12	PT RNI & Choi Biofuel Co.	11200	33.939
13	PT. Perkebunan Nusantara X	120	0,364
14	Kanematsu Corporation	30000	90,909
Total		251752	762,885

(http://slideshare.net/mah3ndr4/indonesia-mandiri*)

(Data diambil dari asian science and technology seminar jakarta march-7-2007)

Saat ini etanol sudah berkembang sebagai campuran bensin. Campuran Etanol dan bensin dengan komposisi 10 %wt etanol disebut gasohol E10. Sehingga Kami mengarahkan tugas Pra Rencana Pabrik ini untuk memenuhi kebutuhan terhadap gasohol E10. Dimana, kami telah mengetahui bahwa kontinuitas penggunaan bahan bakar fosil (*fossil fuel*) memunculkan paling sedikit dua ancaman serius:

1. Faktor ekonomi, berupa jaminan ketersediaan bahan bakar fosil untuk beberapa dekade mendatang, masalah suplai, harga dan fluktuasinya
2. Polusi akibat emisi pembakaran bahan bakar fosil ke lingkungan. Polusi yang ditimbulkan oleh pembakaran bahan bakar fosil memiliki dampak langsung maupun tidak langsung kepada derajat kesehatan manusia. Polusi langsung bisa berupa gas-gas berbahaya, seperti CO, NO_x, dan UHC (*unburn hydrocarbon*), juga unsur metalik seperti timbal (Pb). Sedangkan polusi tidak langsung mayoritas berupa pemanasan global. Sehingga diharapkan dengan adanya etanol sebagai bahan campuran pembuatan gasohol

E10 dengan bahan baku gas alam yang mana di Indonesia masih banyak jumlahnya dan sifat pembakarannya yang lebih baik daripada bahan bakar fosil bisa menjadi salah satu solusi terhadap masalah lingkungan dan penyediaan bahan bakar di Indonesia. (<http://id.energi.lipi.go.id>)

Berikut ini adalah data konsumsi bahan bakar minyak dalam negeri (Juta Kilo Liter) :

Tabel 1.5.2. Data proyeksi konsumsi etanol sebagai campuran premium tahun 2005-2010

Tahun	Konsumsi Premium (Juta KiloLiter)	Konsumsi Fuel Grade Ethanol (FGE) untuk Gasohol 10% (Juta KiloLiter)	Tingkat Pertumbuhan (%)
2005	16,050	1,605	-
2006	17,170	1,717	6,523
2007	18,370	1,837	6,532
2008	19,660	1,966	6,562
2009	21,000	2,100	6,381
2010	22,470	2,247	6,542
Rata-rata	19,120	1,912	6,508

Sumber data : Balai Besar Teknologi Pati- BPPT,2006

(<http://.distan.pemda-diy.go.id>)

FGE : Etanol 99,5 %

Maka perkiraan konsumsi etanol untuk campuran gasohol 10% pada tahun 2015 di Indonesia dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$F = P \cdot (1 + i)^n$$

Dimana :

F : Jumlah yang diperkirakan

P : Data tahun terakhir

i : Rata-rata tingkat pertumbuhan setiap tahun

n : Selisih jangkawaktu pendirian pabrik

$$\begin{aligned}
 F &= P \cdot (1 + i)^n \\
 &= 2,247 \cdot (1 + 0,06508)^5 \\
 &= 3,0797 \text{ Juta KL/ Tahun} \\
 &= 3.079.700 \text{ KL/Tahun}
 \end{aligned}$$

Maka perkiraan konsumsi etanol untuk bahan pembuatan gasohol E10 seluruh Indonesia tahun 2015 sebesar: 3.079.700 KL/Tahun = 9332,424 KL/hari.

... ..

... ..

...
...
...
...
...
...
...
...

... ..

... ..

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

... ..

... ..

Dengan mengetahui jumlah kebutuhan etanol pada tahun 2015 dan asumsi bahwa pabrik baru akan mampu memenuhi 10% kebutuhan etanol untuk pembuatan gasohol E10 dalam skala nasional maka kapasitas pabrik baru sebesar :

$$\text{Kapasitas} = 3.079.700 \text{ KL/Tahun} \times 10\%$$

$$\text{Kapasitas} = 307.970 \text{ KL/Tahun}$$

$$\text{Kapasitas} = 307.970 \text{ KL/Tahun} \times 0,78075 \text{ Kg/L} \times 1 \text{ L}/10^{-3}\text{KL} \times 1 \text{ Ton}/10^3\text{Kg}$$

$$\text{Kapasitas} = 240.447,578 \text{ Ton/Tahun}$$

Maka Kami memutuskan bahwa kapasitas produksi pabrik baru untuk kebutuhan etanol sebagai campuran gasohol E10 yaitu **250.000 Ton/Tahun**

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Pertimbangan Pemilihan Proses

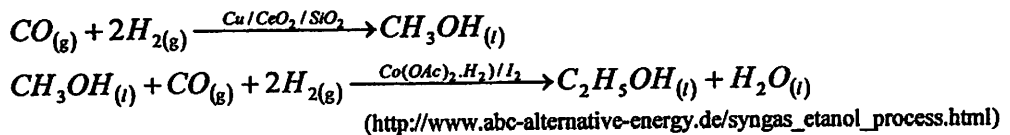
Proses umum yang biasanya digunakan dalam pembuatan etanol dari *synthesis gas* (*syngas*) ada 2 macam, antara lain adalah:

1. *Homologation of Alcohols*
2. *Mixed Alcohol Synthesis Reaction*

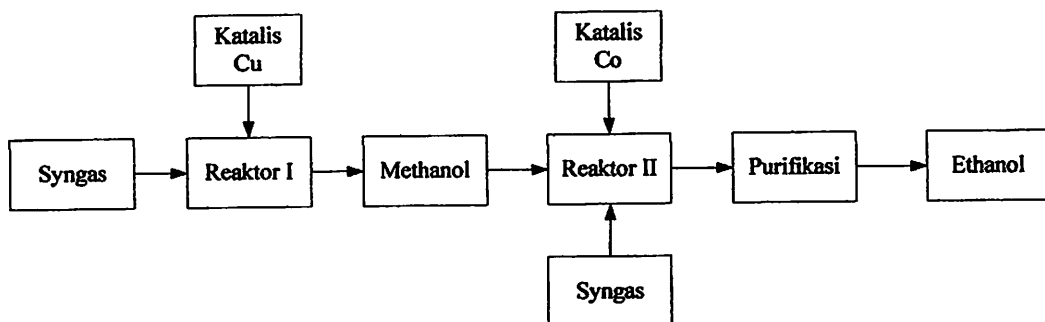
Uraian singkat mengenai dua macam pembuatan etanol tersebut adalah sebagai berikut :

2.1.1. Proses Pembuatan Etanol dengan *Homologation of Alcohols*

Etanol dapat diproduksi dari reaksi metanol sintetis yang direaksikan kembali dengan karbon monoksida dan hidrogen (*syngas*) dengan menggunakan bantuan katalis cobalt. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Reaksi yang terjadi di atas adalah reaksi eksotermis, reaksi ini dapat berlangsung dengan jumlah rasio molar *syngas* (CO:H₂) pada kisaran 10:1 dan 1:10, tetapi rasio yang lebih banyak digunakan adalah 3:1 dan 1:3. Reaksi homologasi alkohol membutuhkan tekanan yang relatif cukup tinggi yaitu pada kisaran 2.000-10.000 psi sedangkan untuk temperaturnya terjadi pada kisaran 160-200 °C. Lama reaksi yang terjadi dalam reaksi pembentukan etanol dari metanol ini sangat bervariasi dan semuanya bergantung pada rasio molar *syngas*, temperatur dan juga tekanan operasi. Tetapi nominal lama reaksi yang terjadi secara umum adalah antara 2 menit hingga 4 jam. Berikut ini adalah blok diagram proses *Homologation of Alcohols* :



Gambar 2.1.1.1. Tahapan proses pembuatan etanol dengan proses *homologation alcohol* (Paul D. Taylor, Dkk, United States Patent, Homologation of Alkanols)

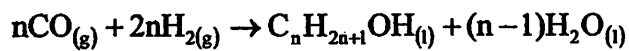
2.1.2. Proses Pembuatan Etanol dengan *Mixed Alcohol Synthesis Reaction*

Persamaan reaksi yang terjadi untuk proses pembuatan etanol dengan proses *Mixed Alcohol Synthesis Reaction* adalah sebagai berikut :

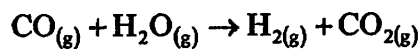


Modifikasi katalis Fischer-Tropsch digunakan untuk desain proses ini, khususnya molybdenum-disulfide-based (MoS_2). Katalis khusus ini menggunakan *high surface area* MoS_2 dengan alkali metal salt (potassium carbonat) dan kobalt (CoS_2). Salah satu keuntungan pemakaian katalis ini adalah toleransinya terhadap sulfur.

Secara overall reaksi stoikiometri untuk sintesis alkohol adalah sebagai berikut:



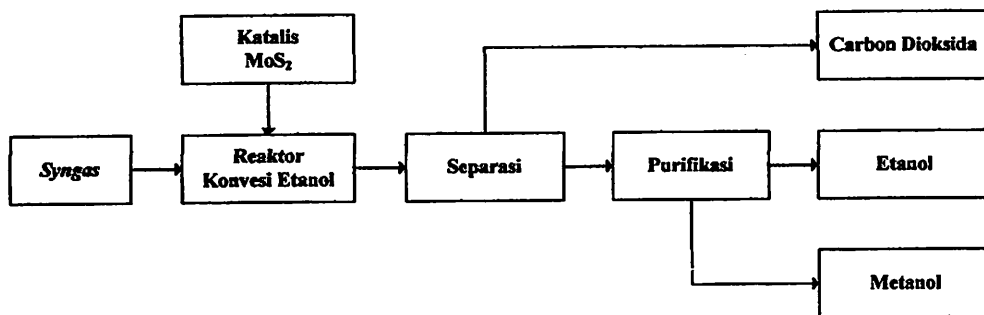
Secara stoikiometri rasio optimum $\text{H}_2 : \text{CO}$ adalah 2:1. Namun, katalis ini menjaga aktivitas signifikan water-gas shift dan akan menggenerasi H_2 dari CO dan H_2O .



Ini akan menggeser rasio optimum $\text{H}_2:\text{CO}$ menjadi mendekati 1 dan juga menggeser *by product* primer dari air menjadi CO_2 . Reaksi sintesis etanol ini merupakan reaksi eksotermis dan lebih eksotermis dibanding dengan reaksi sintesis metanol. Adapun tahapan reaksi dari proses pembentukan etanol dari *syngas* dengan proses *mixed alcohol* adalah sebagai berikut :

- | | | | | | | |
|------------------------------------|---|---------------------------|-------------------|------------------------------------|---|----------------------|
| 1. 2CO | + | 4H_2 | \longrightarrow | $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ | + | H_2O |
| 2. CO | + | 2H_2 | \longrightarrow | CH_3OH | | |
| 3. CH_3OH | + | $\text{CO} + 2\text{H}_2$ | \longrightarrow | $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ | + | H_2O |
| 4. $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ | + | $\text{CO} + 2\text{H}_2$ | \longrightarrow | $\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$ | + | H_2O |
| 5. $\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$ | + | $\text{CO} + 2\text{H}_2$ | \longrightarrow | $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$ | + | H_2O |
| 6. $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$ | + | $\text{CO} + 2\text{H}_2$ | \longrightarrow | $\text{C}_5\text{H}_{11}\text{OH}$ | + | H_2O |
| 7. CO | + | H_2O | \longrightarrow | H_2 | + | CO |

Berikut ini adalah blok diagram proses *mixed alcohols reaction* :



Gambar 2.1.2.1. Tahapan proses pembuatan etanol dengan proses *mixed alcohol reaction*

2.2. Seleksi Proses

Sebelum menentukan pemilihan proses yang tepat, maka perlu adanya studi perbandingan dari alternatif proses yang ada, baik secara aspek teknis maupun aspek ekonomis sehingga didapatkan suatu proses produksi yang efektif dan efisien. Kedua proses diatas dibandingkan untuk mendapatkan proses manakah yang paling baik dilakukan dalam perancangan pabrik suatu industri. Oleh karena itu dibuat table perbandingan antara proses *Homologation of Alkohols* dan *Mixed Alkohol Synthesis Reaction* seperti pada tabel 2.2.1. sebagai berikut :

Tabel 2.2.1. Seleksi proses produksi etanol dari *syngas*

No.	Parameter	<i>Homologation of Alkohols</i>	<i>Mixed Alkohol Synthesis Reaction</i>
1.	Aspek Teknis		
	Bahan baku	Syngas	Syngas
2.	Kondisi Operasi		
	Suhu reaksi	160 – 200 °C	300 °C
	Tekanan	136,092 – 680,46 atm	68,046 atm
	Katalis	- Cu - Co	MoS ₂
	Tahapan proses	Dua tahap	Satu tahap
3.	Aspek Ekonomi		
	Biaya operasi	Relative tinggi	Relative lebih rendah
	Keuntungan	Kurang menguntungkan karena tekanan dan suhu besar	Lebih menguntungkan karena tekanan dan suhu lebih kecil

Dari uraian tersebut di atas, dapat diketahui kelebihan dan kekurangan masing-masing proses. Dalam seleksi ini, pertimbangan didasarkan pada segala aspek keseluruhan yang lebih menguntungkan. Maka pada proses pembuatan etanol dari *syngas* ini dipilih proses *Mixed Alkohol Synthesis Reaction*, dengan pertimbangan :

1. Proses yang dipergunakan lebih mudah karena berjalan satu tahapan pembentukan produk utama.
2. Kondisi operasi reaksi relatif lebih rendah sehingga akan memperkecil biaya operasi dan biaya pengadaan alat
3. Biaya pengadaan serta proses regenerasi katalis lebih rendah karena pada proses ini hanya membutuhkan satu jenis katalis saja.

2.3. Uraian Proses

Pabrik etanol dari *synthesis gas (syngas)* dilaksanakan dalam lima tahapan. Proses produksi etanol yang direncanakan secara garis besar mengacu pada tahapan produksi etanol pada umumnya, antara lain :

1. Tahap penyiapan bahan baku
2. Tahap reaksi (pembuatan etanol)
3. Tahapan pemisahan
4. Tahap pemurnian
5. Tahapan penanganan produk

2.3.1. Unit penyiapan bahan baku

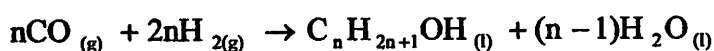
Pada unit persiapan bahan baku, bahan baku yang berupa *syngas* disimpan dalam *storage syngas* (F-111) yang berbentuk *spherical tank* pada suhu - 250 °C dan tekanan 5 atm. *Syngas* tersebut kemudian dialirkan dari *storage* (F-111) untuk kemudian dinaikkan suhunya dengan menggunakan *heater* (E-112) hingga suhu mencapai 27,17 °C dan kemudian untuk selanjutnya dinaikkan kompresi tekanan melalui kompresor (G-113) hingga tekanan mencapai 70 atm dan suhu 300 °C . Setelah suhu dan tekanan yang diinginkan telah tercapai, bahan baku *syngas* kemudian dialirkan kedalam unit reaksi yaitu reaktor konversi etanol (R-110) dengan jenis multi tube untuk mengalami pereaksian.

2.3.2. Unit reaksi

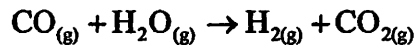
Unit reaksi mencakup proses sintesa alkohol. Pada unit ini, *syngas* yang telah dipanaskan dan dikompresi hingga mencapai kondisi sintesa yaitu 300 °C dan 70 atm kemudian akan mengalami proses reaksi pada reaktor konversi etanol (R-110).

Modifikasi katalis *Fischer-Tropsch* digunakan untuk desain proses ini, khususnya *molybdenum-disulfide-based* (MoS₂). Katalis khusus ini menggunakan *high surface area* MoS₂ dengan alkali metal salt (potassium karbonat) dan kobalt (CoS₂). Salah satu keuntungan pemakaian katalis ini adalah toleransinya terhadap sulfur.

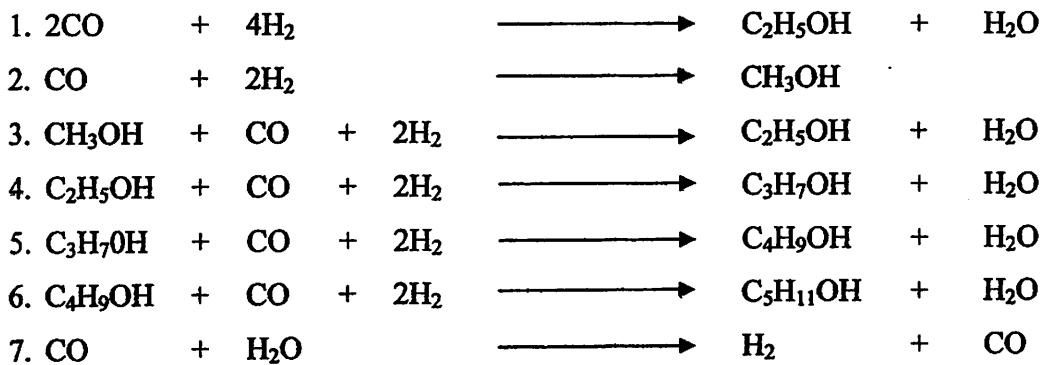
Secara *overall* reaksi stoikiometri untuk sintesis alkohol adalah sebagai berikut:



Secara stoikiometri rasio optimum H₂ : CO adalah 2. Namun, katalis ini menjaga aktivitas signifikan water-gas shift dan akan menggenerasi H₂ dari CO dan H₂O.



Ini akan menggeser rasio optimum H₂:CO menjadi mendekati 1 dan juga menggeser *by product* primer dari air menjadi CO₂. Reaksi sintesis etanol ini merupakan reaksi eksotermis dan lebih eksotermis dibanding dengan reaksi sintesis metanol. Adapun tahapan reaksi dari proses pembentukan etanol dari *syngas* dengan proses *mixed alcohol* adalah sebagai berikut :



Tabel 2.3.2.1. Kondisi proses sintesis *mixed alcohol*

Parameter	"States of Technology" Conditions	Target Conditions Used in process Design & Aspen Model
Temperature (°C)	~300	300
Pressure (psia)	1500 - 2000	1000
H ₂ / CO ratio	1 : 0 – 1 : 2	1 : 0
CO ₂ Concentration (mol%)	0% - 7%	5,0%
Sulfur concentration (ppmv)	50 – 100	50

Tabel 2.3.2.2. Hasil performa reaksi *mixed alcohol*

Result	"States of Technology" Value Ranges	Target Result Used in process Design & Aspen Model
Total CO conversion (per-pass)	10 % - 40 %	60 %
Total alcohol selectivity (CO ₂ - free basis)	70 % - 80 %	90 %
Gas hourly space velocity (hr ⁻¹)	1600 - 12000	4000
Catalyst alcohol productivity (g/kg-catalyst/hr)	150 - 350	600

Setelah dari reaktor konversi etanol (R-110) effluent atau campuran dilewatkan melalui *expander* (G-121) untuk diturunkan tekanannya dari 70 atm hingga 1 atm. Setelah mengalami penurunan tekanan, suhu yang keluar dari *expander* juga mengalami penurunan hingga 101,4 °C. Produk campuran tersebut kemudian dialirkan kedalam *cooler* (E-122A) untuk diturunkan suhunya dari 101,4 °C hingga 35 °C dan didinginkan kembali pada *cooler* (E-122B) hingga suhu mencapai - 10 °C. Setelah tekanan dan suhu telah sesuai yaitu - 10 °C dan 1 atm, produk tersebut kemudian dialirkan kedalam *flash separator* I (H-123A) untuk dipisahkan antara *Mixed Alcohol* dalam fase *liquid* dengan komponen dalam fase gas (H₂, CO₂, CO, CH₄, H₂O, N₂, C₂H₄) yang ada dalam produk dari reaktor konversi etanol (R-110).

2.3.3. Unit pemisahan hasil

Pada unit ini terjadi proses pemisahan etanol dari alkohol lainnya serta komponen-komponen gas yang bersifat sebagai pengotor. Setelah keluar dari reaktor konversi etanol (R-110) dan tekanan serta suhu telah sesuai yaitu 1 atm dan -10 °C, produk tersebut kemudian dialirkan kedalam *flash separator* I (H-123A) untuk dipisahkan antara *mixed alcohols* dalam fase *liquid* dengan komponen dalam fase gas. *Flash separator* I (H-123A) memiliki dua lairan keluar yaitu *top* I dan *bottom* I, keluaran atas (*top* I) merupakan campuran yang mengandung komponen dalam fase gas (H₂, CO₂, CO, CH₄, H₂O, N₂, C₂H₄) dan keluaran bawah (*bottom* I) merupakan campuran komponen *mixed alcohols* dalam fase *liquid*. Keluaran atas (*top* I) kemudian dialirkan dan diturunkan suhunya menggunakan *cooler* (E-122C) hingga suhu mencapai - 120°C dan kemudian langsung dialirkan kedalam *flash separator* II (H-123B) untuk dipisahkan antara pengotor/inert dalam fase gas dengan carbon dioksida dalam fase *liquid* yang merupakan produk samping. Dalam *flash separator* II (H-123B) ini akan dihasilkan pula dua aliran keluar yaitu *top* II dan *bottom* II, keluaran atas (*top* II) merupakan komponen gas sebagai inert (H₂, CO₂, CO, H₂O, CH₄, N₂, C₂H₄) dan keluaran bawah (*bottom* II) merupakan campuran komponen carbon dioksida dalam fase *liquid*. Keluaran bawah (*bottom* II) yang merupakan komponen carbon dioksida dalam fase *liquid*, merupakan produk samping dalam proses ini yang kemudian dari *flash separator* II (H-123B) dialirkan menggunakan pompa (L-124A) untuk kemudian ditampung pada *storage* carbon dioksida (F-125). Keluaran atas (*top* II) yang merupakan komponen gas inert (H₂, CO₂, CO, H₂O, CH₄, N₂, C₂H₄) kemudian dialirkan ke dalam unit pengolahan limbah atau *waste treatment* untuk dilakukan pengolahan dengan menggunakan metode pembakaran langsung sebelum dibuang ke lingkungan. Sedangkan untuk keluaran bawah (*bottom* I) yang merupakan campuran *mixed alcohol* dan sedikit gas inert, kemudian dinaikkan suhunya menggunakan *heater* (E-126A) hingga suhu mencapai - 5 °C dan dialirkan menggunakan pompa (L-124B) kedalam *flash*

Setelah dari reaktor konversi etanol (R-110) effluent akan campuran dilewatkan melalui expander (E-121) untuk diturunkan tekanannya dari 70 atm hingga 1 atm. Setelah mengalami penurunan tekanan suhu yang keluar dari expander juga mengalami penurunan hingga 101.4 °C. Produk campuran tersebut kemudian dititikan kedalam cooler (E-122A) untuk diturunkan suhunya dari 101.4 °C hingga 32 °C dan didinginkan kembali pada cooler (E-122B) hingga suhu mencapai - 10 °C. Setelah tekanan dan suhu telah sesuai yaitu - 10 °C dan 1 atm, produk tersebut kemudian dititikan kedalam flash separator I (H-123A) untuk dipisahkan antara alcohol dalam fase liquid dengan komponen dalam fase gas (H₂, CO₂, CO, CH₄, H₂O, N₂, C₂H₆) yang ada dalam produk dari reaktor konversi etanol (R-110).

2.3.3. Unit pemisahan hasil

Pada unit ini terjadi proses pemisahan etanol dari alcohol lainnya serta komponen-komponen gas yang berwujud sebagai pengotor. Setelah keluar dari reaktor konversi etanol (R-110) dan tekanan serta suhu telah sesuai yaitu 1 atm dan -10 °C, produk tersebut kemudian dititikan kedalam flash separator I (H-123A) untuk dipisahkan antara alcohol dalam fase liquid dengan komponen dalam fase gas. Flash separator I (H-123A) memiliki dua lumen yaitu top I dan bottom I, lumen atas (top I) merupakan campuran yang mengandung komponen dalam fase gas (H₂, CO₂, CO, CH₄, H₂O, N₂, C₂H₆) dan lumen bawah (bottom I) merupakan campuran komponen alcohol dalam fase liquid. Keluaran atas (top I) kemudian dititikan dan diturunkan suhunya menggunakan cooler (E-122C) hingga suhu mencapai - 120°C dan kemudian langsung dititikan kedalam flash separator II (H-123B) untuk dipisahkan antara pengotor yang dalam fase gas dengan carbon dioksida dalam fase liquid yang merupakan produk samping. Dalam flash separator II (H-123B) ini akan dihasilkan pula dua aliran keluar yaitu top II dan bottom II, lumen atas (top II) merupakan komponen gas sebagai inert (H₂, CO₂, CO, CH₄, N₂, C₂H₆) dan lumen bawah (bottom II) merupakan campuran komponen carbon dioksida dalam fase liquid. Keluaran bawah (bottom II) yang merupakan komponen carbon dioksida dalam fase liquid merupakan produk samping dalam proses ini yang kemudian dari flash separator II (H-123B) dititikan menggunakan pompa (I-124A) untuk kemudian dimasukkan pada storage carbon dioksida (E-122). Keluaran atas (top II) yang merupakan komponen gas inert (H₂, CO₂, CO, CH₄, N₂, C₂H₆) kemudian dititikan ke dalam unit pengolahan limbah atau recycle stream untuk dilakukan pengolahan dengan menggunakan metode pembalakan langsung sebelum dibuang ke lingkungan. Sedangkan untuk keluaran bawah (bottom I) yang merupakan campuran alcohol dan sedikit gas inert, kemudian dititikan sehingga menggunakan cooler (E-122A) hingga suhu mencapai - 2 °C dan dititikan menggunakan pompa (I-124B) kedalam flash

separator III (H-123C). Dalam *flash separator* III akan dipisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* sebagai produk setengah jadi. Dalam *flash separator* III (H-123C) ini akan dihasilkan dua aliran keluar yaitu *top* III dan *bottom* III, keluaran atas (*top* III) merupakan komponen gas sebagai inert (H_2 , CO_2 , CO , H_2O , C_2H_4) dan keluaran bawah (*bottom* III) merupakan campuran komponen *mixed alcohols* dalam fase *liquid*. Keluaran atas (*top* III) yang merupakan komponen gas inert (H_2 , CO_2 , CO , H_2O , C_2H_4) kemudian dialirkan ke dalam unit pengolahan limbah atau *waste treatment* untuk dilakukan pengolahan dengan menggunakan metode pembakaran langsung sebelum dibuang ke lingkungan. Keluaran bawah (*bottom* III) yang merupakan komponen *mixed alcohols* dalam fase *liquid* adalah produk setengah jadi. Setelah keluar dari *flash separator* III (H-123C) aliran bawah (*bottom* III) yang merupakan campuran *mixed alcohols* kemudian dilewatkan melalui *heater* (E-126B) untuk dinaikkan suhunya hingga mencapai $80,61\text{ }^\circ\text{C}$ dan kemudian dialirkan menggunakan pompa (L-124C) untuk dimurnikan pada alat distilasi I (D-120).

2.3.4. Unit pemurnian etanol

Setelah suhu sesuai yaitu $80,61\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm, maka campuran *mixed alcohol* dan air dari *flash separator* III (H-123C) tersebut kemudian dialirkan menuju alat distilasi I (D-120) untuk dilakukan proses pemurnian tahap awal guna memisahkan komponen metanol, etanol dari komponen-komponen air dan *mixed alcohol* lain. Dalam distilasi I (D-120) metanol, etanol yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap terlebih dahulu dan dikeluarkan melalui keluaran atas untuk selanjutnya dilakukan proses kondensasi pada alat condensor (E-127) untuk dirubah fasenya dari uap menjadi *liquid*. Campuran yang telah terkondensasi tersebut kemudian ditampung sementara dalam akumulator (F-128) untuk selanjutnya sebagian dikembalikan sebagai *reflux* dan sebagian dialirkan dengan menggunakan pompa (L-131A) kedalam alat distilasi II (D-130) untuk dilakukan proses pemurnian lanjutan. Sedangkan air dan *mixed alcohol* (propanol, butanol, pentanol) yang dihasilkan dari proses pemurnian pada alat distilasi I (D-120) keluar melalui keluaran bawah untuk kemudian dialirkan menuju reboiler (E-129), untuk sebagian diuapkan kembali dan dikembalikan sebagai *reflux* serta sebagian dikirim keunit pengolahan limbah cair atau *waste water treatment* untuk diolah dengan menggunakan metode *distilasi adsorptif* menggunakan adsorben zeolit alam, pengolahan tersebut ditujukan untuk menghilangkan kandungan *mixed alcohols* yang terikut dalam aliran bawah distilasi I sehingga didapatkan hasil limbah yang aman untuk dibuang ke lingkungan. Aliran atas dari distilasi I (D-120) yang mengandung metanol dan etanol kemudian dialirkan dengan menggunakan pompa (L-131A) menuju alat distilasi II (D-130) untuk dipisahkan dan dimurnikan kembali antara metanol dan etanol.

Pada distilasi II (D-130) suhu yang digunakan adalah 73,18 °C dengan tekanan 1 atm, metanol yang memiliki titik didih lebih rendah akan teruapkan terlebih dahulu dan keluar melalui keluaran atas untuk selanjutnya dilakukan proses kondensasi pada alat condensor (E-132), untuk dirubah fasenya dari uap menjadi *liquid*. Campuran yang telah terkondensasi tersebut kemudian ditampung sementara dalam akumulator (F-133) untuk selanjutnya sebagian dikembalikan sebagai *reflux* dan sebagian dialirkan melalui *cooler* (E-134) untuk dilakukan penurunan suhu dari 64,75 °C menjadi 30 °C. Setelah diturunkan suhunya maka campuran metanol yang merupakan produk samping I kemudian dialirkan menggunakan pompa (L-131B) untuk ditampung pada *storage* metanol (F-135). Sedangkan etanol yang memiliki titik didih lebih besar akan dikeluarkan melalui keluaran bawah. Aliran bawah yang dihasilkan dari proses pemurnian pada alat distilasi II (D-130) keluar melalui keluaran bawah untuk kemudian dialirkan menuju reboiler (E-136), untuk sebagian diuapkan kembali dan dikembalikan sebagai *reflux* serta sebagian dialirkan melalui *cooler* (E-137) untuk diturunkan suhu dari 78,39 menjadi 30 °C. Setelah dilakukan proses penurun suhu kemudian campuran etanol langsung dialirkan menggunakan pompa (L-131C) untuk ditampung sebagai produk utama pada *storage* etanol (F-138). Produk utama dan produk samping yang telah ditampung pada *storage* masing-masing kemudian dikirim keunit penanganan produk.

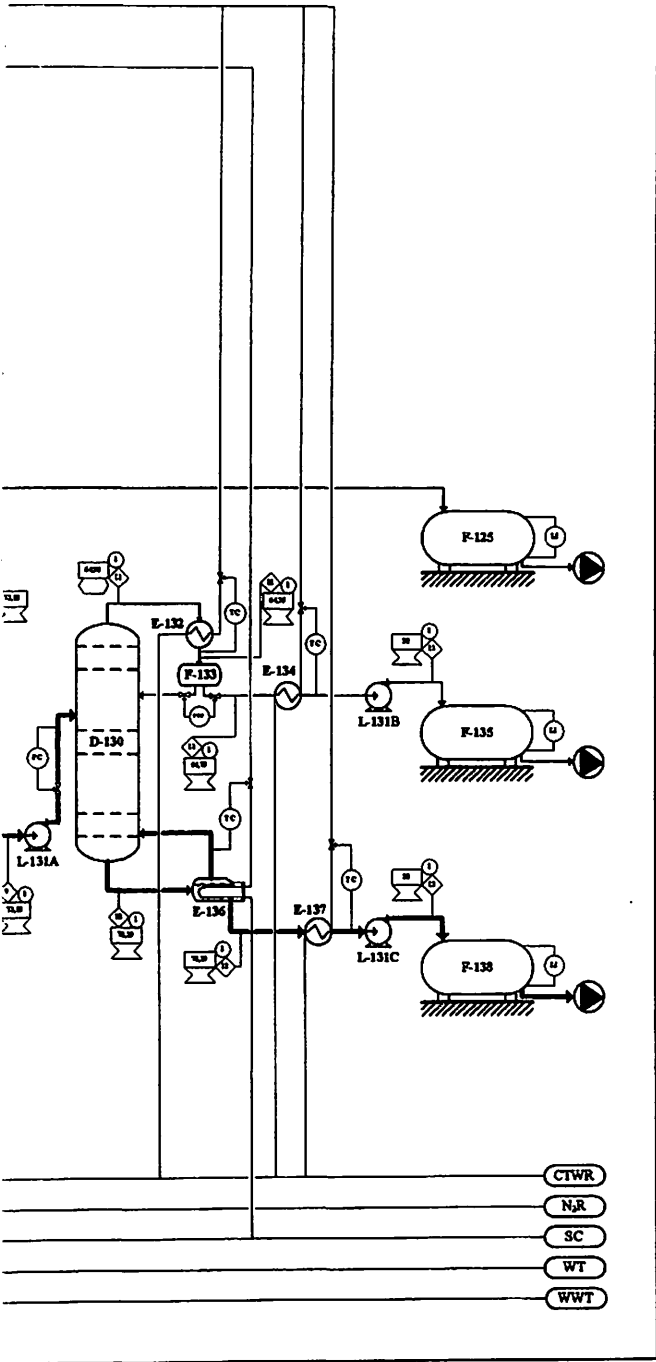
2.3.5. Unit penanganan produk

Pada unit ini produk yang telah ditampung dalam *storage* kemudian dikemas sesuai penanganan masing-masing produk. Etanol yang merupakan produk utama dan disimpan dalam *storage product* (F-138) kemudian dikemas dalam suatu kemasan baik dalam drum dengan ukuran masing-masing drum berisi 55 gallon, maupun tangki *container* untuk dipasarkan. Produk etanol yang telah dikemas juga disimpan dalam gudang untuk selanjutnya sebelum dipasarkan. Metanol yang merupakan produk samping pertama dan disimpan dalam *storage* (F-135) kemudian dikemas dalam suatu kemasan baik dalam drum dengan ukuran masing-masing drum berisi 55 gallon, maupun tangki *container* untuk dipasarkan. Sedangkan CO₂ yang merupakan samping kedua dan disimpan dalam *storage* (F-125) langsung dikemas kedalam container-container untuk selanjutnya dipasarkan.

Pada distilasi II (D-130) suhu yang digunakan adalah 72.18 °C dengan tekanan 1 atm. mernan yang memiliki titik didih lebih rendah akan terpeka terlebih dahulu dan keluar melalui keluaran atas untuk selanjutnya dilakukan proses kondensasi pada air condensor (E-132). Untuk diarahkan fasanya dan usap menjadi liquid, Campuran yang telah terkondensasi tersebut kemudian ditampung sementara dalam akumulator (F-133) untuk selanjutnya sebagai dikembalikan sebagai vapor dan sebagian dialirkan melalui cooler (E-134) untuk dilakukan pemurnan suhu dari 64.72 °C menjadi 30 °C. Setelah dilakukan pemurnan maka campuran mernan yang merupakan produk samping I kemudian dialirkan menggunakan pompa (I-131B) untuk ditampung pada storage mernan (F-135). Sedangkan etanol yang memiliki titik didih lebih besar akan dikembalikan melalui keluaran bawah. Airan bawah yang dihasilkan dari proses pemurnan pada air distilasi II (D-130) keluar melalui keluaran bawah untuk kemudian dialirkan menuju reboiler (E-136). Untuk sebagian dipeka kembali dan dikembalikan sebagai vapor serta sebagian dialirkan melalui cooler (E-137) untuk diuapkan suhu dari 78.36 menjadi 30 °C. Setelah dilakukan proses pemurnan suhu kemudian campuran etanol langsung dialirkan menggunakan pompa (I-131C) untuk ditampung sebagai produk utama pada storage etanol (F-138). Produk utama dan produk samping yang telah ditampung pada storage masing-masing kemudian dikirim kembali penanganan produk.

2.3.2. Unit penanganan produk

Pada unit ini produk yang telah ditampung dalam storage kemudian dikemas sesuai penanganan masing-masing produk. Etanol yang merupakan produk utama dan disimpan dalam storage produk (F-138) kemudian dikemas dalam suatu kemasan baik dalam drum dengan ukuran masing-masing drum berisi 22 gallon maupun tangki container untuk dipasarkan. Produk etanol yang telah dikemas juga disimpan dalam gudang zatuk selanjutnya sebelum dipasarkan. Mernan yang merupakan produk samping pertama dan disimpan dalam storage (F-135) kemudian dikemas dalam suatu kemasan baik dalam drum dengan ukuran masing-masing drum berisi 22 gallon, maupun tangki container untuk dipasarkan. Sedangkan CO₂ yang merupakan samping kedua dan disimpan dalam storage (F-132) langsung dikemas kedalam container untuk selanjutnya dipasarkan.




19	WWT	WASTE WATER TREATMENT
18	WT	WASTE TREATMENT
17	SC	STEAM CONDENSATE
16	N ₂ R	LIQUID NITROGEN RETURN
15	CTWR	COOLING TOWER WATER RETURN
14	S	STEAM
13	N ₂	LIQUID NITROGEN
12	CTW	COOLING TOWER WATER
11	PI	PRESSURE INDICATOR
10	LI	LEVEL INDICATOR
9	TC	TEMPERATURE CONTROLLER
8	PC	PRESSURE CONTROLLER
7	FC	FLOW CONTROLLER
6	FRS	FEED RATIO CONTROLLER
5	LIQUID FLOW	LIQUID FLOW
4	GAS FLOW	GAS FLOW
3	TEMPERATURE	TEMPERATURE
2	PRESSURE	PRESSURE
1	DIAMOND	STREAM DERIGATION FOR MATERIAL BALANCE
No	SIMBOL	
		KETERANGAN

24	F-128	STORAGE ETANOL	8
24	F-127	COOLER	1
23	E-124	REBOILER DESTILASI II	1
22	E-125	STORAGE METANOL	5
21	F-124	COOLER	1
20	F-123	AKUMULATOR DESTILASI II	1
19	E-122	CONDENSOR DESTILASI II	1
18	L-121A,B,C	POMPA	3
17	D-120	KOLOM DESTILASI II	1
16	E-120	REBOILER DESTILASI I	1
15	F-120	AKUMULATOR DESTILASI I	1
14	E-127	CONDENSOR DESTILASI I	1
13	E-126A,B	HEATER	2
12	F-125	STORAGE CARBON DIOKSIDA	5
11	L-124A,B,C	POMPA	3
10	H-123C	FLASH SEPARATOR III	1
9	H-123B	FLASH SEPARATOR II	1
8	H-123A	FLASH SEPARATOR I	1
7	E-122A,B,C	COOLER	3
6	G-121	EXPANDER	1
5	D-120	KOLOM DESTILASI I	1
4	G-119	KOMPRESOR	1
3	E-112	HEATER	1
2	F-111	STORAGE SYNGAS	6
1	R-110	REAKTOR KONVERSI ETANOL	1
No	KODE	NAMA ALAT	JUMLAH

◇	◇
-	-
-	-
4	20
-	-
-	-
-	-
14.797	13
317	31.430
2	23
-	-
-	-
11.030	31.564

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

**FLOW SHEET
PRA RENCANA PABRIK ETANOL (C₂H₅OH)
DARI SYNTETIC GAS (SYNGAS)
DENGAN PROSES MIXED ALCOHOLS
KAPASITAS : 250.000 TON TAHUN**

DIRANCANG OLEH :	DISETUI OLEH : DOSEN PEMBIMBING
YUSRIAN RIZQI HARDAWATI 07134213 IFTYAN CHANDRA HADANTO 07134213	 D. MUYALAN, S.T., M.T., M.P. NIP. 102.070.204

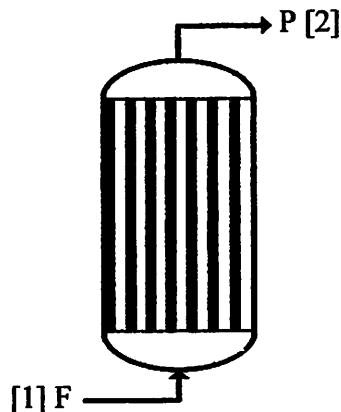
BAB III

NERACA MASSA

Pabrik : Etanol (C_2H_5OH)
Waktu Operasi : 330 Hari/Tahun
: 24 Jam/Hari
Kapasitas Produksi : 250.000 Ton/Tahun
: $\frac{250.000 \text{ Ton}}{\text{Tahun}} \times \frac{1.000 \text{ Kg}}{\text{Ton}} \times \frac{1 \text{ Tahun}}{330 \text{ Hari}} \times \frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ Jam}}$
: 31.566 Kg/Jam
Basis Perhitungan : 98.643 Kg/Jam
Satuan Operasi : Kg/Jam

1. Reaktor Konversi Etanol (R-110)

Fungsi : Mereaksikan serta mengkonversi *syngas* menjadi etanol dan *higher mixed alcohols*



Neraca Massa Reaktor : $F = P$

Dimana : F = Aliran massa bahan baku *syngas* masuk reaktor

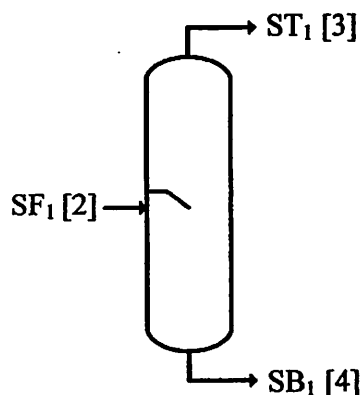
P = Aliran massa produk hasil reaksi keluar reaktor

Neraca Massa Reaktor Konversi Etanol

Komponen	Masuk <Aliran F> (Kg/Jam)	Keluar <Aliran P> (Kg/Jam)
H ₂	7.694	468
CO ₂	17.854	28.094
CO	70.135	9.774
H ₂ O	296	10.883
CH ₄	2.072	2.072
C ₂ H ₄	493	493
N ₂	99	99
CH ₃ OH	-	11.034
C ₂ H ₅ OH	-	32.478
C ₃ H ₇ OH	-	2.461
C ₄ H ₉ OH	-	607
C ₅ H ₁₁ OH	-	180
Total	98.643	98.643

2. Flash Separator I (H-123A)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* dari campuran hasil reaksi pada reaktor konversi *mixed alcohols*



Neraca Massa Flash Separator I : $SF_1 = ST_1 + SB_1$

Dimana : SF_1 = Aliran massa hasil reaksi dari reaktor sebagai bahan baku separasi I

ST_1 = Aliran massa produk atas separasi I

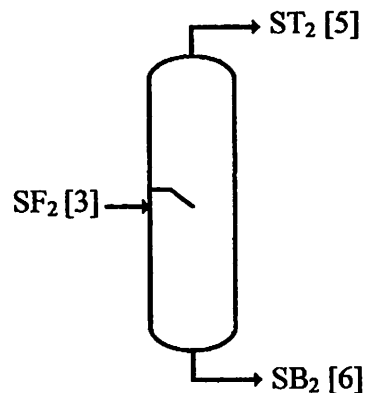
SB_1 = Aliran massa produk bawah separasi I

Neraca Massa Flash Separator I

Komponen	Masuk <Aliran SF ₁ > (Kg/Jam)	Keluar	
		Atas <Aliran ST ₁ > (Kg/Jam)	Bawah <Aliran SB ₁ > (Kg/Jam)
H ₂	468	467	1
CO ₂	28.094	27.566	528
CO	9.774	9.718	56
H ₂ O	10.883	29	10.854
CH ₄	2.072	2.072	0
C ₂ H ₄	493	465	28
N ₂	99	99	0
CH ₃ OH	11.034	186	10.848
C ₂ H ₅ OH	32.478	192	32.286
C ₃ H ₇ OH	2.461	3	2.458
C ₄ H ₉ OH	607	0	607
C ₅ H ₁₁ OH	180	0	180
Total	98.643	40.797	57.846
		98.643	

3. Flash Separator II (H-123B)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan carbon dioksida dalam fase *liquid* sebagai produk samping, dari campuran produk atas pada proses pemisahan *flash separator* I



Neraca Massa Flash Separator II : $SF_2 = ST_2 + SB_2$

Dimana : SF_2 = Aliran massa produk atas separasi I sebagai bahan baku separasi II

ST_2 = Aliran massa produk atas separasi II

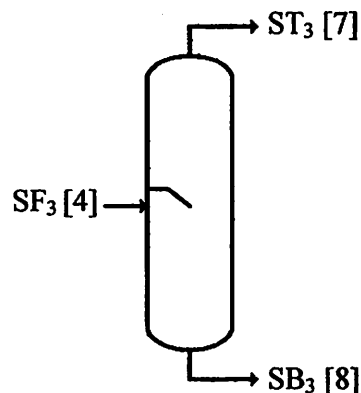
SB_2 = Aliran massa produk bawah separasi II

Neraca Massa Flash Separator II

Komponen	Masuk <Aliran SF_2 > (Kg/Jam)	Keluar	
		Atas <Aliran ST_2 > (Kg/Jam)	Bawah <Aliran SB_2 > (Kg/Jam)
H_2	467	466	1
CO_2	27.566	390	27.176
CO	9.718	9.555	163
H_2O	29	6	23
CH_4	2.072	2.051	21
C_2H_4	465	139	326
N_2	99	99	0
CH_3OH	186	20	166
C_2H_5OH	192	13	179
C_3H_7OH	3	3	0
Total	40.797	12.742	28.055
		40.797	

4. Flash Separator III (H-123C)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* sebagai produk setengah jadi, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan *flash separator I*



Neraca Massa Flash Separator III: $SF_3 = ST_3 + SB_3$

Dimana : SF_3 = Aliran massa produk bawah separasi I sebagai bahan baku separasi III

ST_3 = Aliran massa produk atas separasi III

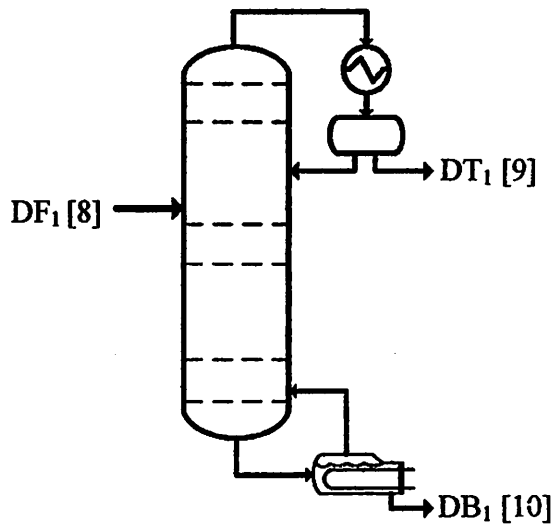
SB_3 = Aliran massa produk bawah separasi III

Neraca Massa Flash Separator III

Komponen	Masuk <Aliran SF_3 > (Kg/Jam)	Keluar	
		Atas <Aliran ST_3 > (Kg/Jam)	Bawah <Aliran SB_3 > (Kg/Jam)
H_2	1	1	0
CO_2	528	528	0
CO	56	56	0
H_2O	10.854	18	10.836
CH_4	0	0	0
C_2H_4	28	28	0
N_2	0	0	0
CH_3OH	10.848	128	10.720
C_2H_5OH	32.286	168	32.118
C_3H_7OH	2.458	0	2.458
C_4H_9OH	607	0	607
$C_5H_{11}OH$	180	0	180
Total	57.846	927	56.919
		57.846	

5. Kolom Distilasi I (D-120)

Fungsi : Memisahkan komponen metanol dan etanol dengan *higher mixed alcohols*, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan *flash separator III*



Neraca Massa Distilasi I : $DF_1 = DT_1 + DB_1$

Dimana : DF_1 = Aliran massa produk bawah separasi III sebagai bahan baku distilasi I

DT_1 = Aliran massa produk atas distilasi I

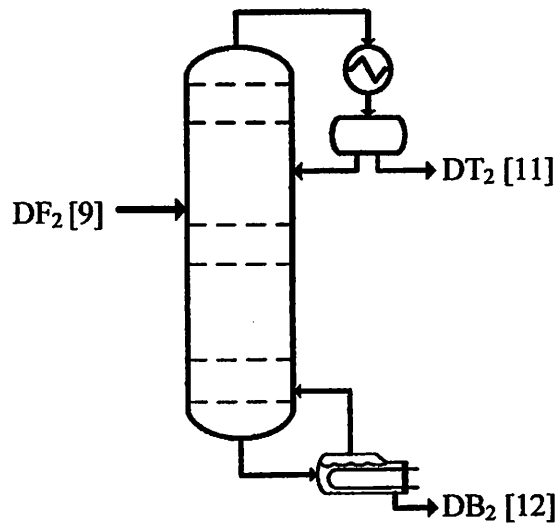
DB_1 = Aliran massa produk bawah distilasi I

Neraca Massa Kolom Distilasi I

Komponen	Masuk <Aliran DF_1 > (Kg/Jam)	Keluar	
		Top <Aliran DT_1 > (Kg/Jam)	Bottom <Aliran DB_1 > (Kg/Jam)
H_2O	10.836	54	10.782
CH_3OH	10.720	10.720	0
C_2H_5OH	32.118	31.797	321
C_3H_7OH	2.458	25	2.433
C_4H_9OH	607	0	607
$C_5H_{11}OH$	180	0	180
Total	56.919	42.596	14.323
		56.919	

6. Kolom Distilasi II (D-130)

Fungsi : Memisahkan komponen metanol dengan etanol, dari campuran produk atas pada proses distilasi I



Neraca Massa Distilasi II : $DF_2 = DT_2 + DB_2$

Dimana : DF_2 = Aliran massa produk atas distilasi I sebagai bahan baku distilasi II

DT_2 = Aliran massa produk atas distilasi II

DB_2 = Aliran massa produk bawah distilasi II

Neraca Massa Kolom Distilasi II

Komponen	Masuk <Aliran DF_2 > (Kg/Jam)	Keluar	
		Top <Aliran DT_2 > (Kg/Jam)	Bottom <Aliran DB_2 > (Kg/Jam)
H_2O	54	4	50
CH_3OH	10.720	10.707	13
C_2H_5OH	31.797	317	31.480
C_3H_7OH	25	2	23
Total	42.596	11.030	31.566
		42.596	

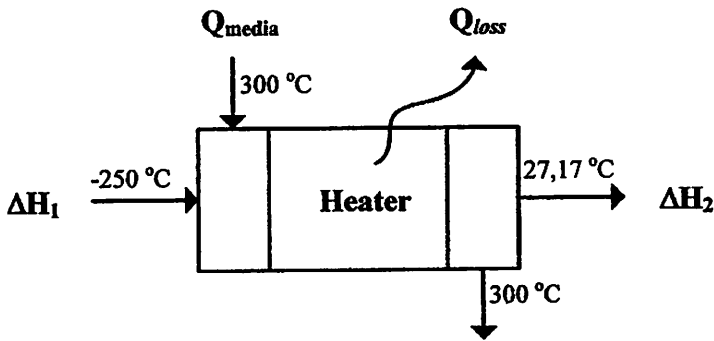
BAB IV

NERACA PANAS

Pabrik : Etanol (C₂H₅OH)
 Waktu Operasi : 330 Hari/Tahun
 : 24 Jam/Hari
 Kapasitas Produksi : 250.000 Ton/Tahun
 : $\frac{250.000 \text{ Ton}}{\text{Tahun}} \times \frac{1.000 \text{ Kg}}{\text{Ton}} \times \frac{1 \text{ Tahun}}{330 \text{ Hari}} \times \frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ Jam}}$
 : 31.566 Kg/Jam
 Suhu Referensi : 25 °C = 298,15 K

1. HEATER (E-112)

Fungsi : Menaikkan suhu *syngas* yang keluar *storage* sebelum masuk reaktor konversi etanol dari - 250 °C menjadi 27,17°C.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + Q_{\text{media}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *syngas* masuk *heater*

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *syngas* keluar *heater*

Q_{media} = Panas dari media pemanas (*steam*)

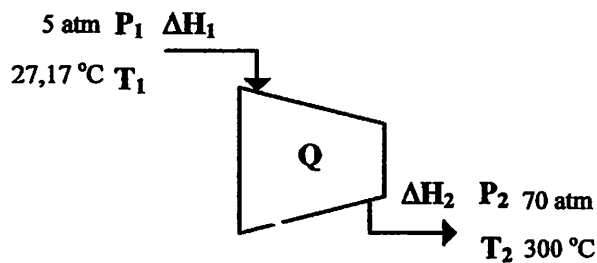
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam *heater*

Neraca Panas Heater

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-5,141E+07	ΔH_2	4,185E+05
Q_{media}	5,184E+07	Q_{loss}	1,073E+04
Total	4,293E+05	Total	4,293E+05

2. KOMPRESOR (G-113)

Fungsi : Menaikkan tekanan *syngas* yang keluar *storage* sebelum masuk reaktor konversi etanol dari 5 atm menjadi 70 atm.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *syngas* masuk kompresor

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *syngas* keluar kompresor

Q = Panas yang terjadi pada kompresor

P = Tekanan

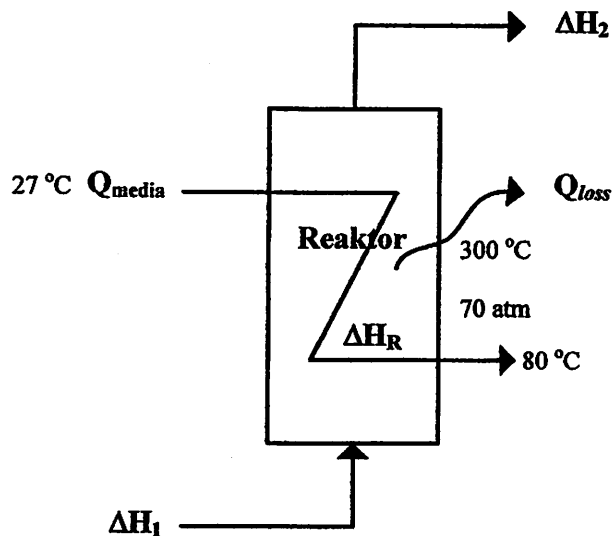
T = Temperatur

Neraca Panas Kompresor

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	4,185E+05	ΔH_2	5,465E+07
Q	5,423E+07		
Total	5,465E+07	Total	5,465E+07

3. REAKTOR KONVERSI ETANOL (R-110)

Fungsi : Mereaksikan serta mengkonversi *syngas* menjadi etanol dan *higher mixed alcohols*.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q_{media} + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *syngas* masuk reaktor

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *product* keluar reaktor

ΔH_R = Panas yang diakibatkan adanya reaksi

Q_{media} = Panas yang diserap media pendingin

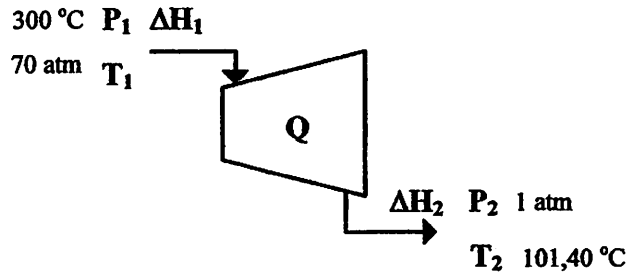
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam reaktor

Neraca Panas Reaktor Konversi Etanol

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	5,465E+07	ΔH_2	2,691E+07
ΔH_R	-3,457E+08	Q_{loss}	1,366E+06
		Q_{media}	-3,194E+08
Total	-2,911E+08	Total	-2,911E+08

4. EXPANDER (G-121)

Fungsi : Menurunkan tekanan produk hasil reaksi pada reaktor konversi etanol sebelum masuk *flash separator* I dari 70 atm menjadi 1 atm.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk expander

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *product* keluar expander

Q = Panas yang terjadi pada expander

P = Tekanan

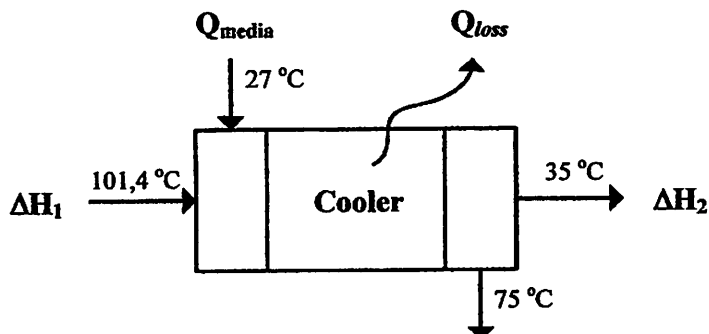
T = Temperatur

Neraca Panas Expander

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	2,691E+07	ΔH_2	5,735E+06
Q	-2,117E+07		
Total	5,735E+06	Total	5,735E+06

5. COOLER (E-122A)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar *expander* sebelum masuk *flash separator* I dari 101,4 °C menjadi 35 °C.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{media} + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk *cooler*

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *product* keluar *cooler*

Q_{media} = Panas dari media pendingin (air)

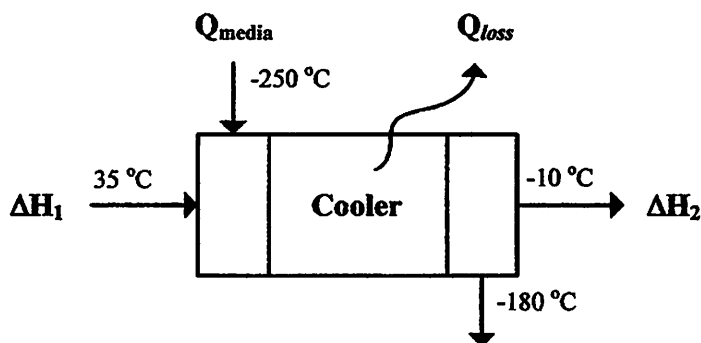
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam *cooler*

Neraca Panas Cooler

Masuk(KJ/Jam)		Keluar(KJ/Jam)	
ΔH_1	5,735E+06	ΔH_2	6,696E+05
		Q_{media}	4,922E+06
		Q_{loss}	1,434E+05
Total	5,735E+06	Total	5,735E+06

6. COOLER (E-122B)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar *cooler* E-122A sebelum masuk *flash separator* I dari 35 °C menjadi -10 °C.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{media} + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk *cooler*

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *product* keluar *cooler*

Q_{media} = Panas dari media pendingin (nitrogen cair)

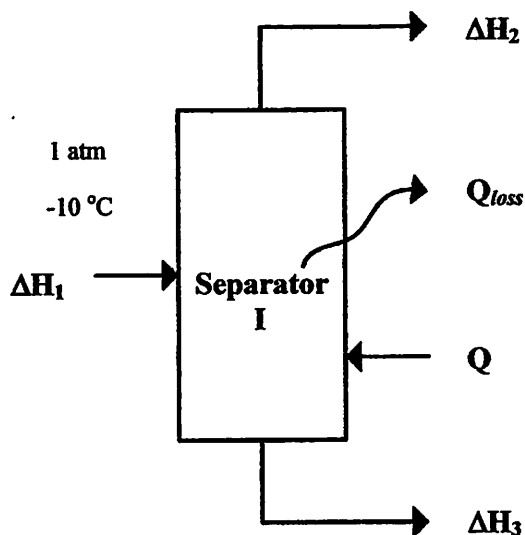
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam *cooler*

Neraca Panas Cooler

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	6,696E+05	ΔH_2	-2,146E+06
		Q_{media}	2,799E+06
		Q_{loss}	1,674E+04
Total	6,696E+05	Total	6,696E+05

7. FLASH SEPARATOR I (H-123A)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* dari campuran hasil reaksi pada reaktor konversi etanol.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk separator

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *top* produk keluar separator

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam *bottom* produk keluar separator

Q = Panas yang diserap dari udara

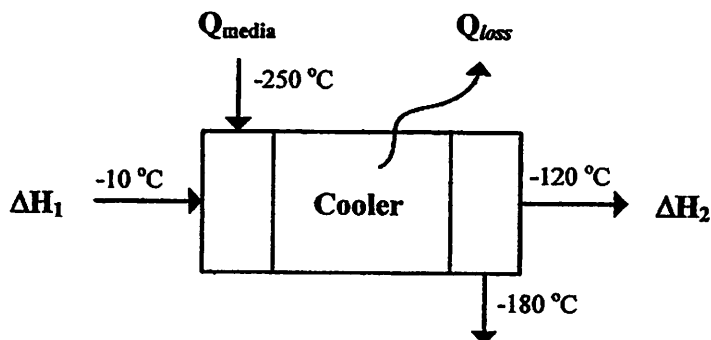
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam separator

Neraca Panas Flash Separator I

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-2,146E+06	ΔH_2	-1,098E+06
Q	-5,530E+04	ΔH_3	-1,049E+06
		Q_{loss}	-5,504E+04
Total	-2,202E+06	Total	-2,202E+06

8. COOLER (E-122C)

Fungsi : Menurunkan suhu untuk aliran atas *flash separator I* sebelum masuk *flash separator II* dari $-10\text{ }^\circ\text{C}$ menjadi $-120\text{ }^\circ\text{C}$.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{media} + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk *cooler*

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *product* keluar *cooler*

Q_{media} = Panas dari media pendingin (nitrogen cair)

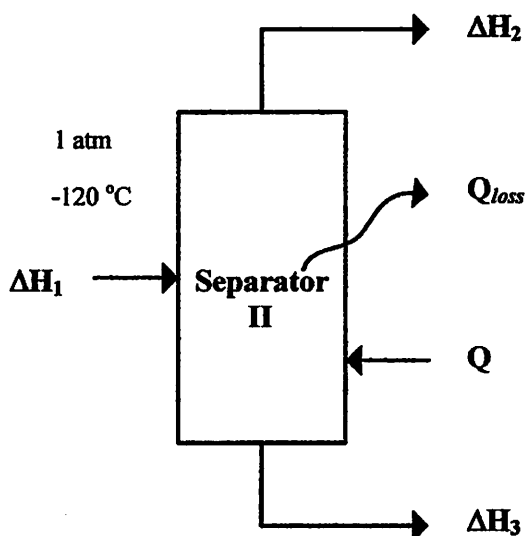
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam *cooler*

Neraca Panas Cooler

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-1,098E+06	ΔH_2	-4,087E+06
		Q_{media}	3,017E+06
		Q_{loss}	-2,745E+04
Total	-1,098E+06	Total	-1,098E+06

9. FLASH SEPARATOR II (H-123B)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan carbon dioksida dalam fase *liquid* sebagai produk samping, dari campuran aliran atas pada proses pemisahan *flash separator* I.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk separator

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *top* produk keluar separator

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam *bottom* produk keluar separator

Q = Panas yang diserap dari udara

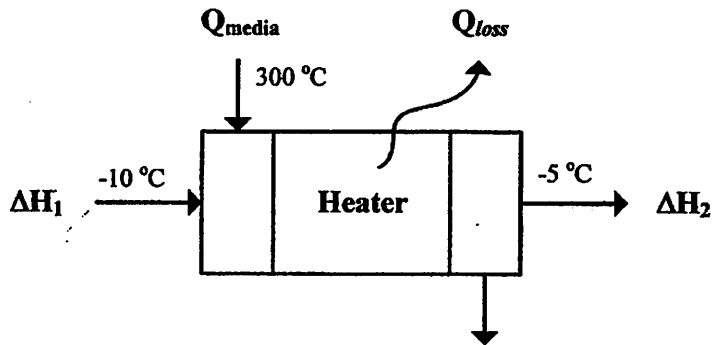
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam separator

Neraca Panas Flash Separator II

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-4,087E+06	ΔH_2	-2,795E+06
Q	-1,048E+05	ΔH_3	-1,292E+06
		Q_{loss}	-1,048E+05
Total	-4,192E+06	Total	-4,192E+06

10. HEATER (E-126A)

Fungsi : Menaikkan suhu campuran yang keluar dari aliran bawah *flash separator* I sebelum masuk *flash separator* III dari + 10 °C menjadi - 5 °C.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + Q_{media} = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk *heater*

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *product* keluar *heater*

Q_{media} = Panas dari media pemanas (*steam*)

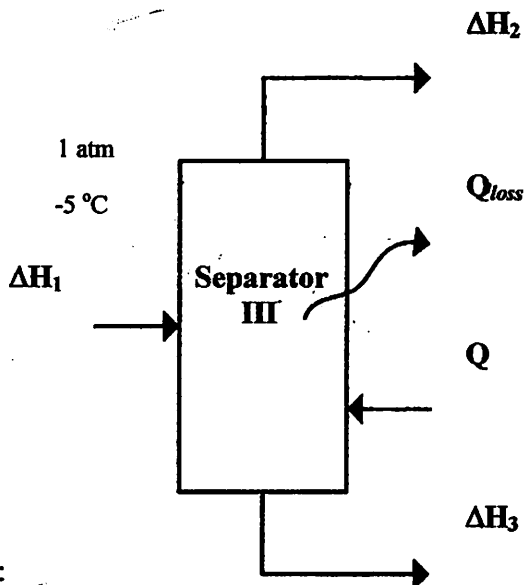
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam *heater*

Neraca Panas Heater

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-1,049E+06	ΔH_2	-9,137E+05
Q_{media}	1,116E+05	Q_{loss}	-2,343E+04
Total	-9,372E+05	Total	-9,372E+05

11. FLASH SEPARATOR III (H-123C)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* sebagai produk setengah jadi, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan *flash separator* I.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$$

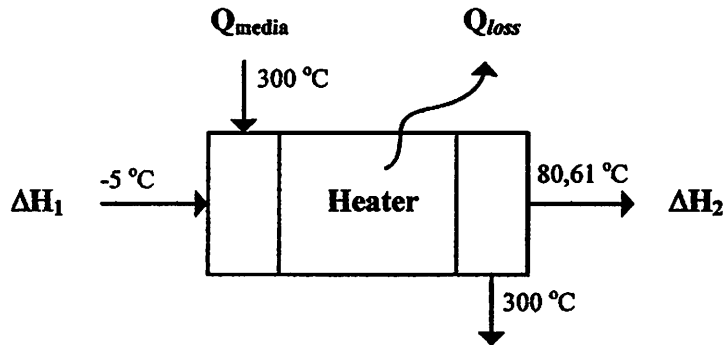
- Dimana :
- ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk separator
 - ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *top* produk keluar separator
 - ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam *bottom* produk keluar separator
 - Q = Panas yang diserap dari udara
 - Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam separator

Neraca Panas Flash Separator III

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-9,137E+05	ΔH_2	-1,305E+04
Q	-2,343E+04	ΔH_3	-9,007E+05
		Q_{loss}	-2,343E+04
Total	-9,372E+05	Total	-9,372E+05

12. HEATER (E-126B)

Fungsi : Menaikkan suhu campuran yang keluar melalui aliran bawah *flash separator* III sebelum masuk kolom distilasi I dari $-5\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $80,61\text{ }^{\circ}\text{C}$.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + Q_{media} = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk *heater*

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *product* keluar *heater*

Q_{media} = Panas dari media pemanas (*steam*)

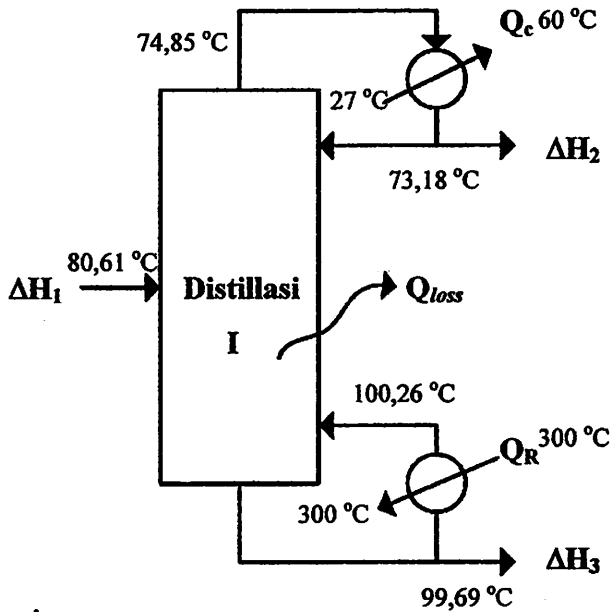
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam *heater*

Neraca Panas Heater

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	3,389E+05	ΔH_2	2,126E+06
Q_{media}	1,841E+06	Q_{loss}	5,450E+04
Total	2,180E+06	Total	2,180E+06

13. KOLOM DISTILLASI I (D-120)

Fungsi : Memisahkan komponen metanol dan etanol dengan *higher mixed alcohols*, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan *flash separator III*.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + Q_R = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_C + Q_{loss}$$

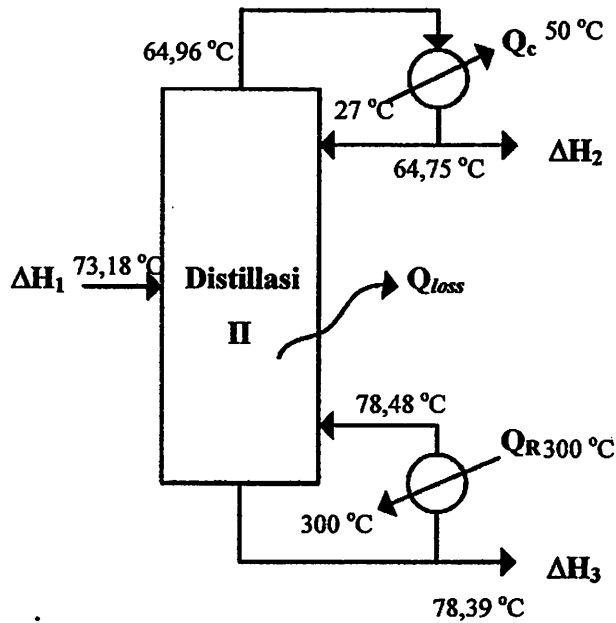
- Dimana :
- ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk distilasi
 - ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *top* produk keluar distilasi
 - ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam *bottom* produk keluar distilasi
 - Q_R = Panas yang diserap dari *steam*
 - Q_C = Panas yang diserap pendingin
 - Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam kolom distilasi

Neraca Panas Kolom Distilasi I

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	2,126E+06	ΔH_2	8,440E+05
		ΔH_3	1,514E+06
Q_R	3,864E+05	Q_C	9,105E+04
		Q_{loss}	6,280E+04
Total	2,512E+06	Total	2,512E+06

14. KOLOM DISTILLASI II (D-130)

Fungsi : Memisahkan komponen metanol dengan etanol, dari campuran produk atas pada proses distilasi I.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + Q_R = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_C + Q_{loss}$$

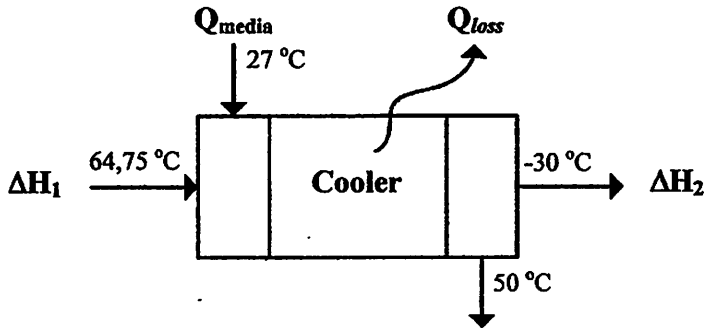
- Dimana :
- ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk distilasi
 - ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *top* produk keluar distilasi
 - ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam *bottom* produk keluar distilasi
 - Q_R = Panas yang diserap dari *steam*
 - Q_C = Panas yang diserap pendingin
 - Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam kolom distilasi

Neraca Panas Kolom Distilasi II

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	8,440E+05	ΔH_2	3,042E+05
		ΔH_3	8,693E+05
Q_R	3,705E+05	Q_C	1,068E+04
		Q_{loss}	3,036E+04
Total	1,214E+06	Total	1,214E+06

15. COOLER (E-134)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar dari akumulator distilasi II sebelum ditampung pada *storage* metanol dari 64,75 °C menjadi 30 °C.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{media} + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk *cooler*

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *product* keluar *cooler*

Q_{media} = Panas dari media pendingin (air)

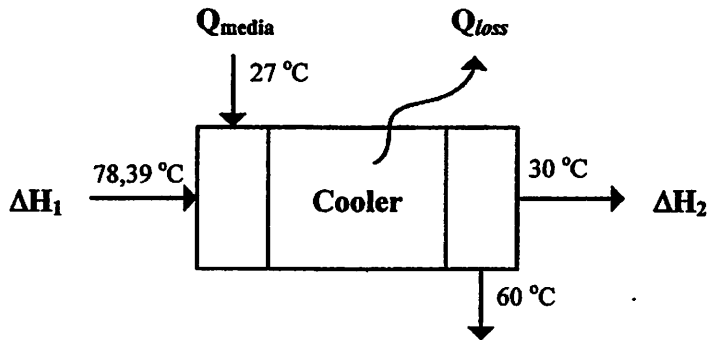
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam *cooler*

Neraca Panas Cooler

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	3,042E+05	ΔH_2	3,605E+04
		Q_{media}	2,605E+05
		Q_{loss}	7,604E+03
Total	3,042E+05	Total	3,042E+05

16. COOLER (E-137)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar reboiler distilasi II sebelum ditampung pada *storage* etanol dari 78,39 °C menjadi 30 °C.



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{media} + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam *feed* masuk *cooler*

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam *product* keluar *cooler*

Q_{media} = Panas dari media pendingin (air)

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam *cooler*

Neraca Panas Cooler

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	5,408E+05	ΔH_2	3,317E+04
		Q_{media}	4,941E+05
		Q_{loss}	1,352E+04
Total	5,408E+05	Total	5,408E+05

BAB V

SPEKIFIKASI ALAT

1. STORAGE SYNGAS (F-111)

Fungsi	:	Menyimpan bahan baku <i>syngas</i> yang berasal dari <i>supplier</i> untuk persediaan selama 15 hari.
Kapasitas	:	10.175,2074 m ³
Type	:	<i>Spherical Tank</i>
Bentuk	:	Bola
Bahan Konstruksi	:	SA - 202 <i>Grade A</i>
Ukuran		
- Diameter luar	:	28,5518 m
- Diameter dalam	:	28,4819 m
- Tekanan internal	:	5 atm
- Tinggi	:	28,5517 m
- Tebal	:	1 ³ / ₈ in
Jumlah	:	6 buah

2. HEATER (E-112)

Fungsi	:	Menaikkan suhu <i>syngas</i> yang keluar <i>storage</i> sebelum masuk reaktor konversi etanol dari - 250 °C menjadi 27,17°C.
Type	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	:	SA - 213 <i>Grade TP 304</i>
Ukuran		
Bagian <i>Shell</i>		
- ID _s	:	31 in
- n'	:	2
- B	:	13
- d _e	:	0,91 in
- c'	:	0,31 in
Bagian <i>Tube</i>		
- do	:	1 ¹ / ₄ in, 14 BWG
- di	:	1,08 in
- n	:	4

- l	:	16 ft
- Nt	:	270
- P _T	:	1,56 in
- a'	:	0,923 in ²
- a''	:	0,3271 ft ² /ft
- Pengaturan	:	<i>Triangular Pitch</i>
Jumlah	:	1 buah

3. KOMPRESOR (G-113)

Fungsi	:	Menaikkan tekanan <i>syngas</i> yang keluar <i>storage</i> sebelum masuk reaktor konversi etanol dari 5 atm menjadi 70 atm.
Type	:	<i>Centrifugal</i>
Bahan konstruksi	:	<i>Cast Steel ASTM A553 Type I</i>
Rate volumetric	:	3.942.825,8432 ft ³ /hari (CFD)
Power motor	:	7.870,4283 HP
Jumlah	:	1 buah

4. REAKTOR KONVERSI ETANOL (R-110)

Merupakan alat utama I, perhitungan berada di Bab VI

Alat ini dirancang oleh :

Nama	:	Yuniar Rizqi Hardiano
NIM	:	07. 14. 010

5. EXPANDER (G-121)

Fungsi	:	Menurunkan tekanan produk hasil reaksi pada reaktor konversi etanol sebelum masuk <i>flash separator</i> I dari 70 atm menjadi 1 atm.
Type	:	<i>Centrifugal</i>
Bahan konstruksi	:	<i>Cast Steel ASTM A516 gr 55</i>
Rate volumetric	:	1.752.949,2190 ft ³ /hari (CFD)
Power motor	:	13.120,4935 HP
Jumlah	:	1 buah

6. COOLER (E-122A)

Fungsi	:	Menurunkan suhu campuran yang keluar <i>expander</i> sebelum masuk <i>flash separator</i> I dari 101,4 °C menjadi 35 °C.
Type	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	:	SA - 213 Grade TP 304

Ukuran**Bagian Shell**

- ID _s	: 33 in
- n'	: 1
- B	: 8
- d _e	: 0,91 in
- c'	: 0,31 in

Bagian Tube

- d _o	: 1 ¼ in, 14 BWG
- d _i	: 1,08 in
- n	: 2
- l	: 16 ft
- N _t	: 315
- P _T	: 1,56 in
- a'	: 0,923 in ²
- a''	: 0,3271 ft ² /ft
- Pengaturan	: <i>Triangular Pitch</i>
Jumlah	: 1 buah

7. COOLER (E-122B)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar *cooler* E-122A sebelum masuk *flash separator* I dari 35 °C menjadi - 10 °C.

Type : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304

Ukuran**Bagian Shell**

- ID _s	: 10 in
- n'	: 1
- B	: 8
- d _e	: 0,73 in
- c'	: 0,25 in

Bagian Tube

- d _o	: ¾ in, 14 BWG
- d _i	: 0,584 in
- n	: 2

- l : 16 ft
- Nt : 52
- P_T : 1 in
- a' : 0,268 in²
- a'' : 0,1963 ft²/ft
- Pengaturan : *Triangular Pitch*
- Jumlah : 1 buah

8. FLASH SEPARATOR I (H-123A)

- Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* dari campuran hasil reaksi pada reaktor konversi etanol.
- Kapasitas : 771,3668 ft³/Jam
- Type : *Flash Drum*
- Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*
- Bahan konstruksi : SA - 202 *Grade A*
- Ukuran
 - Diameter luar : 2,5908 m
 - Diameter dalam : 2,5813 m
 - Tekanan internal : 1 atm
 - Tinggi : 8,7038 m
 - Tebal : 3/16 in
- Jumlah : 1 buah

9. COOLER (E-122C)

- Fungsi : Menurunkan suhu untuk aliran atas *flash separator I* sebelum masuk *flash separator II* dari - 10 °C menjadi - 120 °C.
- Type : *Shell and Tube Heat Exchanger*
- Bahan konstruksi : SA - 213 *Grade TP 304*
- Ukuran
 - Bagian *Shell*
 - ID_s : 12 in
 - n' : 2
 - B : 8
 - d_c : 0,73 in

- c'	: 0,25 in
Bagian Tube	
- do	: 3/4 in, 14 BWG
- di	: 0,584 in
- n	: 4
- l	: 16 ft
- Nt	: 82
- P _T	: 1 in
- a'	: 0,268 in ²
- a''	: 0,1963 ft ² /ft
- Pengaturan	: <i>Triangular Pitch</i>
Jumlah	: 1 buah

10. FLASH SEPARATOR II (H-123B)

Fungsi	: Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan carbon dioksida dalam fase <i>liquid</i> sebagai produk samping, dari campuran aliran atas pada proses pemisahan <i>flash separator</i> I.
Kapasitas	: 202,9375 ft ³ /Jam
Type	: <i>Flash Drum</i>
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Bahan konstruksi	: SA - 202 Grade A
Ukuran	
- Diameter luar	: 1,3716 m
- Diameter dalam	: 1,3621 m
- Tekanan internal	: 1 atm
- Tinggi	: 4,6333 m
- Tebal	: 3/16 in
Jumlah	: 1 buah

11. POMPA SENTRIFUGAL (L-124A)

Fungsi	: Memindahkan komponen <i>liquid</i> yang keluar dari aliran bawah <i>flash separator</i> II menuju <i>storage</i> carbon dioksida.
Type	: <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Rate volumetrik	: 738,8123 ft ³ /Jam

Power motor : 1 HP
 Jumlah : 1 buah

12. STORAGE CARBON DIOKSIDA (F-125)

Fungsi : Menyimpan carbon dioksida dari *flash separator* II sebagai produk samping II, selama 3 hari.
 Kapasitas : 317,1152 m³
 Type : *Cylindrical Horizontal*
 Bentuk : Silinder horizontal dengan samping kiri dan kanan berbentuk standar *dished head*
 Bahan Konstruksi : SA - 202 Grade A
 Ukuran
 - Diameter luar : 5,7912 m
 - Diameter dalam : 5,7817 m
 - Tekanan internal : 1 atm
 - Panjang : 14 m
 - Tebal : 3/16 in
 Jumlah : 5 buah

13. HEATER (E-126A)

Fungsi : Menaikkan suhu campuran yang keluar dari aliran bawah *flash separator* I sebelum masuk *flash separator* III dari - 10 °C menjadi - 5 °C.
 Type : *Double Pipe Heat Exchanger*
 Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304
 Ukuran
 Bagian *Annulus*
 - A_{an} : 1,19 in²
 - d_c : 0,915 in
 - d_c' : 0,4 in
 Bagian *Tube*
 - A_p : 1,5 in²
 - d_i : 1,38 in
 - d_o : 1,66 in
 - a'' : 0,435 ft²/ft
 Jumlah : 1 buah

14. POMPA SENTRIFUGAL (L-124B)

Fungsi	: Memindahkan komponen <i>liquid</i> yang keluar dari aliran bawah <i>flash separator</i> I menuju <i>flash separator</i> III.
Type	: <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Rate volumetrik	: 1.122,3284 ft ³ /Jam
Power motor	: 1 HP
Jumlah	: 1 buah

15. FLASH SEPARATOR III (H-123C)

Fungsi	: Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan <i>mixed alcohols</i> dalam fase <i>liquid</i> sebagai produk setengah jadi, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan <i>flash separator</i> I.
Kapasitas	: 421,2925 ft ³ /Jam
Type	: <i>Flash Drum</i>
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar <i>dished head</i>
Bahan konstruksi	: SA - 202 Grade A
Ukuran	
- Diameter luar	: 1,8288 m
- Diameter dalam	: 1,8193 m
- Tekanan internal	: 1 atm
- Tinggi	: 6,1597 m
- Tebal	: 3/16 in
Jumlah	: 1 buah

16. HEATER (E-126B)

Fungsi	: Menaikkan suhu campuran yang keluar melalui aliran bawah <i>flash separator</i> III sebelum masuk kolom distilasi I dari -5 °C menjadi 80,61 °C.
Type	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	: SA - 213 Grade TP 304

Ukuran**Bagian Annulus**

- A_{an} : 1,19 in²
- d_c : 0,915 in
- $d_{c'}$: 0,4 in

Bagian Tube

- A_p : 1,5 in²
 - d_i : 1,38 in
 - d_o : 1,66 in
 - a'' : 0,435 ft²/ft
- Jumlah : 1 buah

17. POMPA SENTRIFUGAL (L-124C)

- Fungsi : Memindahkan komponen *liquid* yang keluar dari aliran bawah *flash separator* III menuju kolom distilasi I.
- Type : *Centrifugal Pump*
- Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
- Rate volumetrik : 2.450,8161 ft³/Jam
- Power motor : 1 HP
- Jumlah : 1 buah

18. KOLOM DISTILASI I (D-120)

- Fungsi : Memisahkan komponen metanol dan etanol dengan *higher mixed alcohols*, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan *flash separator* III.
- Type : *Sieve Tray Tower*
- Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar *dished head*
- Bahan konstruksi : SA - 212 Grade B

Ukuran**Dimensi silinder**

- Diameter luar : 3,0480 m
- Diameter dalam : 3,0385 m
- Tekanan internal : 1 atm
- Tinggi : 15,7828 m
- Tebal : 3/16 in

Dimensi tray

- Jumlah tray : 14 tray (+ 1 tray reboiler dan +1 tray kondensor)
- Tray spacing : 30 in
- Jumlah : 1 buah

19. KONDENSOR DISTILLASI I (E-127)

Fungsi : Mengubah fase gas untuk aliran atas kolom distilasi I menjadi fase *liquid* sebelum ditampung pada akumulator distilasi I.

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304

Ukuran

Bagian *Annulus*

- A_{an} : 1,19 in²
- d_e : 0,915 in
- d_e' : 0,4 in

Bagian *Tube*

- A_p : 1,5 in²
- d_i : 1,38 in
- d_o : 1,66 in
- a'' : 0,435 ft²/ft
- Jumlah : 1 buah

20. AKUMULATOR DISTILLASI I (F-128)

Fungsi : Menampung sementara distilat yang keluar dari kondensor distilasi I untuk selanjutnya dibagi menjadi dua aliran yaitu aliran *reflux* dan aliran yang diteruskan untuk proses berikutnya.

Kapasitas : 356,7011 ft³

Type : *Cylindrical Horizontal*

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup kiri dan kanan berbentuk standar *dished head*

Bahan konstruksi : SA - 202 Grade A

Ukuran

- Diameter luar : 1,8288 m
- Diameter dalam : 1,8193 m

- Tekanan internal : 1 atm
- Panjang : 6,1597 m
- Tebal : 3/16 in
- Jumlah : 1 buah

21. REBOILER DISTILLASI I (E-129)

Fungsi : Menguapkan kembali hasil bawah kolom distilasi I untuk sebagian dikembalikan ke dalam kolom distilasi I.

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304

Ukuran

Bagian *Annulus*

- A_{an} : 1,19 in²
- d_e : 0,915 in
- d_e' : 0,4 in

Bagian *Tube*

- A_p : 1,5 in²
- d_i : 1,38 in
- d_o : 1,66 in
- a'' : 0,435 ft²/ft

Jumlah : 1 buah

22. POMPA SENTRIFUGAL (L-131A)

Fungsi : Memindahkan komponen *liquid* yang keluar dari aliran atas kolom distilasi I menuju kolom distilasi II.

Type : *Centrifugal Pump*

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Rate volumetrik : 2.033,2147 ft³/Jam

Power motor : 1 HP

Jumlah : 1 buah

23. KOLOM DISTILLASI II (D-130)

Merupakan alat utama II, perhitungan berada di Bab VI

Alat ini dirancang oleh :

Nama : Ryvan Chandra Hadiano

NIM : 07. 14. 013

24. KONDENSOR DISTILLASI II (E-132)

Fungsi : Mengubah fase gas untuk aliran atas kolom distilasi II menjadi fase *liquid* sebelum ditampung pada akumulator distilasi II.

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304

Ukuran

Bagian *Annulus*

- A_{an} : 1,19 in²

- d_e : 0,915 in

- d_c : 0,4 in

Bagian *Tube*

- A_p : 1,5 in²

- d_i : 1,38 in

- d_o : 1,66 in

- a'' : 0,435 ft²/ft

Jumlah : 1 buah

25. AKUMULATOR DISTILLASI II (F-133)

Fungsi : Menampung sementara distilat yang keluar dari kondensor distilasi II untuk selanjutnya dibagi menjadi dua aliran yaitu aliran *reflux* dan aliran yang diteruskan untuk proses berikutnya.

Kapasitas : 91,2773 ft³

Type : *Cylindrical Horizontal*

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup kiri dan kanan berbentuk standar *dished head*

Bahan konstruksi : SA - 202 Grade A

Ukuran

- Diameter luar : 1,0668 m

- Diameter dalam : 1,0573 m

- Tekanan internal : 1 atm

- Panjang : 3,6156 m

- Tebal : 3/16 in

Jumlah : 1 buah

26. COOLER (E-134)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar dari akumulator distilasi II sebelum ditampung pada *storage* metanol dari 64,75 °C menjadi 30 °C.

Type : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304

Ukuran

Bagian *Shell*

- ID_s : 17 1/4 in

- n' : 1

- B : 4

- d_e : 0,91 in

- c' : 0,31 in

Bagian *Tube*

- do : 1 1/4 in, 14 BWG

- di : 1,08 in

- n : 2

- l : 16 ft

- Nt : 69

- P_T : 1,56 in

- a' : 0,923 in²

- a'' : 0,3271 ft²/ft

- Pengaturan : *Triangular Pitch*

Jumlah : 1 buah

27. POMPA SENTRIFUGAL (L-131B)

Fungsi : Memindahkan komponen *liquid* yang keluar dari akumulator distilasi II menuju *storage* metanol.

Type : *Centrifugal Pump*

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Rate volumetrik : 496,9638 ft³/Jam

Power motor : 1 HP

Jumlah : 1 buah

28. STORAGE METANOL (F-135)

Fungsi	:	Menyimpan metanol dari kolom distilasi II sebagai produk samping I, selama 3 hari.
Kapasitas	:	355,5138 m ³
Type	:	<i>Cylindrical Horizontal</i>
Bentuk	:	Silinder horizontal dengan samping kiri dan kanan berbentuk standar <i>dished head</i>
Bahan Konstruksi	:	SA - 202 Grade A
Ukuran		
- Diameter luar	:	6,0960 m
- Diameter dalam	:	6,0865 m
- Tekanan internal	:	1 atm
- Panjang	:	14 m
- Tebal	:	3/16 in
Jumlah	:	3 buah

29. REBOILER DISTILASI II (E-136)

Fungsi	:	Menguapkan kembali hasil bawah kolom distilasi II untuk sebagian dikembalikan ke dalam kolom distilasi II.
Type	:	<i>Double Pipe Heat Exhanger</i>
Bahan konstruksi	:	SA - 213 Grade TP 304
Ukuran		
Bagian <i>Annulus</i>		
- A _{an}	:	1,19 in ²
- d _e	:	0,915 in
- d _{e'}	:	0,4 in
Bagian <i>Tube</i>		
- A _p	:	1,5 in ²
- d _i	:	1,38 in
- d _o	:	1,66 in
- a''	:	0,435 ft ² /ft
Jumlah	:	1 buah



30. COOLER (E-137)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar reboiler distilasi II sebelum ditampung pada *storage* etanol dari 78,39 °C menjadi 30 °C.

Type : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304

Ukuran

Bagian *Shell*

- ID_s : 19 1/4 in

- n' : 1

- B : 4

- d_e : 0,91 in

- c' : 0,31 in

Bagian *Tube*

- d_o : 1 1/4 in, 14 BWG

- d_i : 1,08 in

- n : 2

- l : 16 ft

- N_t : 95

- P_T : 1,56 in

- a' : 0,923 in²

- a'' : 0,3271 ft²/ft

- Pengaturan : *Triangular Pitch*

Jumlah : 1 buah

31. POMPA SENTRIFUGAL (L-131C)

Fungsi : Memindahkan komponen *liquid* yang keluar dari reboiler distilasi II menuju *storage* etanol.

Type : *Centrifugal Pump*

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Rate volumetrik : 1.427,0727 ft³/Jam

Power motor : 1 HP

Jumlah : 1 buah

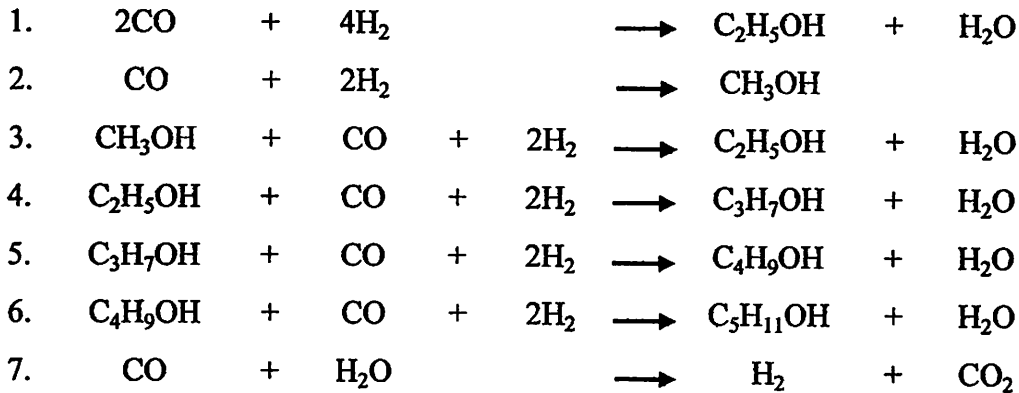
32. STORAGE ETANOL (F-138)

Fungsi	:	Menyimpan etanol dari kolom distilasi II sebagai produk utama, selama 3 hari.
Kapasitas	:	355,5138 m ³
Type	:	<i>Cylindrical Horizontal</i>
Bentuk	:	Silinder horizontal dengan samping kiri dan kanan berbentuk standar <i>dished head</i>
Bahan Konstruksi	:	SA - 202 Grade A
Ukuran		
- Diameter luar	:	6,0960 m
- Diameter dalam	:	6,0865 m
- Tekanan internal	:	1 atm
- Panjang	:	14 m
- Tebal	:	3/16 in
Jumlah	:	8 buah

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

- Nama Alat** : **Reaktor Konversi Etanol**
- Kode Alat** : R-110
- Type** : *Fixed Bed Multitubular Reactor*
- Fungsi** : Mereaksikan serta mengkonversi *syngas* menjadi etanol dan *higher mixed alcohols*.
- Bentuk** : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*.
- Prinsip Kerja** : Reaktor Konversi Etanol ini berupa bejana tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head* yang dilengkapi dengan *tube*, serta berdiri pada *support* dan pondasi beton. Reaktor konversi etanol ini merupakan reaktor jenis *plug flow* dimana pemilihan jenis reaktor ini didasarkan pada kondisi *feed* yang masuk yaitu berupa gas. Alasan lain pemilihan jenis reaktor *plug flow* adalah untuk mempermudah dan mempercepat kontak reaksi serta jika ditinjau dari aliran *feed* yang masuk reaktor tidak mengalami pencampuran akan tetapi akan langsung bereaksi tanpa ada kesempatan terkontaminasi dengan bahan lain.
- Feed* masuk ke dalam reaktor melalui bagian bawah reaktor, dan kemudian akan masuk ke dalam *tube* yang ada dalam reaktor untuk direaksikan dengan bantuan katalis yang ada di dalam *tube*. Sedangkan media pendingin yang berupa air dialirkan kedalam *shell* melalui bagian samping untuk menjaga suhu dalam reaktor tetap konstan selama proses reaksi. Produk hasil reaksi akan dikeluarkan melalui bagian atas reaktor setelah waktu reaksi telah tercapai. Dalam mengontrol kondisi operasi agar tetap konstan maka perlu digunakan instrumentasi untuk menunjang tercapainya kondisi tersebut. Adapun instrumentasi tersebut meliputi *temperature control* dan *pressure control*.

Tahapan reaksi pembentukan etanol dan *higher mixed alcohols***Kondisi Operasi Reaktor Konversi Etanol :**

- a. Suhu Operasi : 300 °C = 572 °F = 1.031,67 °R
- b. Tekanan Operasi : 70 atm = 1.028,72 psia
- c. Waktu Operasi : 7,00 detik
- d. Densitas Campur : 1,3237 lb/ft³
- e. Fase : Gas

Dasar Perancangan :

- Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Allowable Stress* (f) : 17.128 (Brownell & Young. App D. hal. 342)
- Jenis Pengelasan : *Double Welded Butt Joint*
- Maximum Joint Efficiency* (E) : 0,8 (Brownell & Young. tabel 13.2. hal. 254)
- Corrosion Factor* : 1/16 in
- Tinggi Silinder L/d : 4,5 (Gael D. Ulrich. hal. 217)
- Faktor Keamanan : 5% (faktor keamanan *over design* operasi)
- Jumlah Reaktor : 1 Buah

Tahapan Perancangan Reaktor Konversi Etanol**6.1. Perancangan Dimensi Reaktor**

- a. Menentukan Volume Reaktor
- b. Menentukan Perhitungan *Tube*
 - Menentukan volume *tube*
 - Menentukan panjang *tube* yang berisi katalis
 - Menentukan jumlah *tube*
 - Menentukan luas *tube*

c. **Menentukan Dimensi Reaktor**

- Menentukan diameter reaktor
- Menentukan tekanan *designe*
- Menentukan tebal silinder reaktor
- Menentukan tebal tutup atas (tha) dan tebal tutup bawah (thb)
- Menentukan tinggi tutup atas (ha) dan tinggi tutup bawah (hb)
- Menentukan tinggi reaktor total

6.2. Perancangan *Nozzle*

a. *Nozzle* Pada Tutup Bawah

- *Nozzle* untuk pemasukan bahan baku

b. *Nozzle* Pada Silinder

- *Nozzle* untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin

c. *Nozzle* Pada Tutup Atas

- *Nozzle* untuk pengeluaran produk *mixed alcohols*
- *Nozzle* untuk pemasangan *pressure* dan *temperature control*

6.3. Perancangan Penguat (*Reinforcement*)

6.4. Perancangan Dimensi *Gasket*, *Bolting* dan *Flange* pada tangki reaktor

a. Perancangan *Gasket*

b. Perancangan *Bolting*

c. Perancangan *Flange*

6.5. Perancangan Sistem Penyangga Reaktor

a. Menentukan Berat Reaktor Total

b. Menentukan Kolom Penyangga

6.6. Perancangan *Base plate*

a. Menentukan Luas *Base Plate*

b. Menentukan Panjang dan Lebar *Base Plate*

c. Peninjauan Terhadap *Bearing Capacity*

d. Peninjauan terhadap m dan n

e. Menentukan Tebal *Base Plate*

f. Menentukan Ukuran Baut

6.7. Perancangan *Lug* dan *Gusset*

6.8. Perancangan Pondasi

Perhitungan Perancangan Reaktor Konversi Etanol

6.1. Perancangan Dimensi Reaktor

a. Menentukan Volume Reaktor

Komposisi Bahan Masuk Reaktor

Komposisi	Massa (Kg/Jam)	Massa (lb/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Mol (lbmol/Jam)
H ₂	7.694	16.962,5319	3.847,0770	8.481,2660
CO ₂	17.854	39.361,7728	405,7814	894,5857
CO	70.135	154.620,0024	2.504,8276	5.522,1429
H ₂ O	296	652,4051	16,4405	36,2447
CH ₄	2.072	4.566,8355	129,4689	285,4272
C ₂ H ₄	493	1.087,3418	17,6148	38,8336
N ₂	99	217,4684	3,5230	7,7667
Total	98.643	217.468,3578	6.924,7333	15.266,2669

Rumus :

$$V_{\text{gas}} = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} \quad (\text{J.M. Smith and H.C. Van Ness, pers 13. hal. 71})$$

Dimana :

$$R = 10,7310 \text{ ft}^3 \cdot \text{lb}_f/\text{in}^2 \cdot \text{lbmol} \cdot ^\circ\text{R}$$

$$m = 98.643 \text{ Kg/Jam} = 217.468,3578 \text{ lb/Jam}$$

$$n = 6.924,7333 \text{ Kmol/Jam} = 15.266,2669 \text{ lbmol/Jam}$$

$$T = 300 \text{ }^\circ\text{C} = 1.031,67 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$P = 70 \text{ atm} = 1.028,72 \text{ lb}_f/\text{in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_{\text{gas}} &= \frac{15.266,2669 \times 10,7310 \times 1.031,67}{1.028,72} \\ &= 164.292,0943 \text{ ft}^3/\text{Jam} \\ &= 45,6367 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 7,00 \text{ detik} \\ &= 319,4568 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Perhitungan Tube

- Menentukan volume *tube*

Berdasarkan tabel 4-22 Gael D. Ulrich. hal. 217. ditetapkan *porosity* (ϵ) 0,6

$$\begin{aligned} V_{\text{tube}} &= \frac{V_{\text{gas}}}{\epsilon} \\ &= \frac{319,4568 \text{ ft}^3}{0,6} \\ &= 532,4281 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan kebutuhan katalis :

Katalis yang digunakan : *Molybdenum disulfide* (MoS_2)

Densitas katalis : 5,0600 g/cm^3 = 315,8857 lb/ft^3

$$\begin{aligned} V_{\text{katalis}} &= V_{\text{tube}} - V_{\text{gas}} \\ &= 532,4281 \text{ ft}^3 - 319,4568 \text{ ft}^3 \\ &= 212,9712 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berat katalis :

$$\begin{aligned} \text{Berat katalis (M)} &= V \times \rho \\ &= 212,9712 \text{ ft}^3 \times 315,886 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 67.274,5629 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Menentukan panjang *tube* yang berisi katalis

$$\begin{aligned} V_{\text{tube}} &= \frac{\pi}{4} \times d_i^2 \times L \\ L &= \frac{V_{\text{tube}}}{\frac{\pi}{4} \times d_i^2} = \frac{V_{\text{tube}}}{\text{Flow area}} \end{aligned}$$

Direncanakan :

Pipa yang digunakan : NPS 3 in, Sch 40, $l = 20 \text{ ft}$

Berdasarkan tabel. 11. Appendix Donald Q. Kern. hal. 844, didapatkan data :

$$\begin{aligned} a' &= 7,38 \text{ in}^2 = 0,0513 \text{ ft}^2 \\ L &= \frac{V_{\text{tube}}}{\text{Flow area}} \\ L &= \frac{532,4281 \text{ ft}^3}{0,0513 \text{ ft}^2} = 10.388,8406 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menentukan jumlah *tube*

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{L}{\text{Panjang tube standard}} \\
 &= \frac{10.388,8406 \text{ ft}}{20 \text{ ft}} \\
 &= 519,4420 \approx 520 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan gas } (v_o) &= \frac{V_{\text{gas}}}{\tau} \\
 &= \frac{319,4568 \text{ ft}^3}{7 \text{ detik}} \\
 &= 45,6367 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 \text{Rate setiap 1 tube} &= \frac{\text{Kecepatan gas } v_o}{N_t} \\
 &= \frac{45,6367 \text{ ft}^3/\text{detik}}{520} \\
 &= 0,08776 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

Volume setiap panjang *tube* yang berisi katalis $a' \times l \times \epsilon$

Dimana $a' = \text{Flow area (ft}^2\text{)}$

$l = \text{Panjang tube standard yang berisi katalis (ft)}$

$\epsilon = \text{Porosity}$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 V &= a' \times l \times \epsilon \\
 &= 0,0513 \text{ ft}^2 \times 20 \text{ ft} \times 0,6 \\
 &= 0,6150 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Cek waktu reaksi :

$$\begin{aligned}
 \tau &= \frac{V_{\text{setiap pipa}}}{\text{Rate}_{\text{gas setiap pipa}}} \\
 &= \frac{0,6150 \text{ ft}^3}{0,0878 \text{ ft}^3/\text{detik}} \\
 &= 7 \text{ detik (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

- Menentukan luas *tube*

Direncanakan susunan tube berbentuk segitiga (*triangular pitch*) dengan sudut 60° . Berdasarkan tabel. 11. Appendix Donald Q. Kern. hal. 844, didapatkan

$$OD = 3,5000 \text{ in}$$

$$P_T = OD + 1/4 \cdot OD$$

$$= 3,5000 \text{ in} + \frac{1}{4} 3,5000 \text{ in}$$

$$= 4,3750 \text{ in} = 0,3646 \text{ ft}$$

Tinggi segitiga :

$$t = P_T \times \sin 60^\circ$$

$$= 4,3750 \text{ in} \times \sin 60^\circ$$

$$= 3,7889 \text{ in} = 0,31574 \text{ ft}$$

Luas segitiga (*triangular pitch*) :

$$A = \frac{1}{2} \times P_T \times t$$

$$= \frac{1}{2} \times 4,3750 \text{ in} \times 3,7889 \text{ in}$$

$$= 8,2881 \text{ in}^2 = 0,05756 \text{ ft}^2$$

Dengan $N_t = 520$ buah, maka :

$$\text{Luas tube} = N_t \times \text{Luas segitiga}$$

$$= 520 \times 8,2881 \text{ in}^2$$

$$= 4.309,8295 \text{ in}^2 = 29,9294 \text{ ft}^2$$

Asumsi : Luas *tube* = 80% \times Luas total

$$\text{Luas total} = \frac{\text{Luas tube}}{0,8}$$

$$= \frac{4.309,8295}{0,8}$$

$$= 5.387,2869 \text{ in}^2 = 37,4117 \text{ ft}^2$$

c. Menentukan Dimensi Reaktor

- Menentukan diameter reaktor

$$\text{Luas total} = \frac{\pi}{4} \times d_i^2$$

$$d_i^2 = \frac{\text{Luas total}}{\frac{\pi}{4}}$$

$$= \frac{5.387,2869}{\frac{\pi}{4}}$$

$$d_i = 82,8419 \text{ in} = 6,9035 \text{ ft}$$

$$L_s = 4,5 \cdot d_i \quad (\text{Gael D. Ulrich. hal. 217})$$

$$= 4,5 \times 6,9035 \text{ ft}$$

$$= 31,0657 \text{ ft}$$

$$h_g = L_s = 31,0657 \text{ ft}$$

- Menentukan tekanan *designe*

$$\text{Diketahui : } \rho \text{ campuran} = 1,3237 \text{ lb/ft}^3$$

Berdasarkan rumus :

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \text{ campuran} (h_g - 1)}{144} \quad (\text{Brownell \& Young. pers. 3.17. hal. 46})$$

$$= \frac{1,3237 \text{ lb/ft}^3 \times (31,0657 \text{ ft} - 1)}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2}$$

$$= 0,2764 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.028,7200 + 0,2764$$

$$= 1.028,9964 \text{ psia} = 1.014,3004 \text{ psig}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$= 105\% \times (1.028,7200 + 0,2764)$$

$$= 1.080,4462 \text{ psia} = 1.065,7502 \text{ psig}$$

- Menentukan tebal silinder reaktor

$$t_s = \frac{P_i \times d_i}{2(f \times E - 0,6 \times P_i)} + C \quad (\text{Brownell \& Young. pers. 13.1. hal. 254})$$

$$= \frac{1.065,7502 \text{ psig} \times 82,8419 \text{ in}}{2 \times (17.128 \times 0,8 - 0,6 \times 1.065,7502 \text{ psig})} + \frac{1}{16}$$

$$= 2,2919 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 &= 2,2919 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{36,6698}{16} \approx \frac{40}{16} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standardisasi di :

$$\begin{aligned}
 do &= di + 2 \cdot t_s \\
 &= 82,8419 + 2 \times 2 \frac{1}{2} \\
 &= 87,8419 \text{ in} \\
 &= 7,3202 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.7. Brownell & Young hal. 90, didapatkan :

$$do'_{\text{standard}} = 90 \text{ in} = 7,5000 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 di_{\text{baru}} &= do' - 2 \cdot t_s \\
 &= 90 - 2 \times 2 \frac{1}{2} \\
 &= 85,0000 \text{ in} \\
 &= 7,0833 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tebal silinder reaktor setelah di standardisari :

$$t_s = \frac{Pi \times di}{2 (f \times E - 0,6 \times Pi)} + C \quad \text{Brownell \& Young. pers. 13.1. hal. 254)}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{1.065,7502 \text{ psig} \times 85,0000 \text{ in}}{2 \times (17.128 \times 0,8 - 0,6 \times 1.065,7502 \text{ psig})} + \frac{1}{16} \\
 &= 2,3799 \text{ in} \\
 &= 2,3799 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{38,0783}{16} \approx \frac{40}{16} = 2 \frac{1}{2} \text{ in} \quad (\text{Memenuhi})
 \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi silinder reaktor

$$\begin{aligned}
 L_{S_{\text{standard}}} &= 4,5 \cdot d_{i \text{ baru}} && \text{(Gael D. Ulrich. hal. 217)} \\
 &= 4,5 \times 85,0000 \text{ in} \\
 &= 382,5000 \text{ in} \\
 &= 31,8750 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

- Menentukan dimensi tutup

1. Menentukan tebal tutup atas dan tebal tutup bawah

Berdasarkan tabel 5.7. Brownell & Young hal. 90, didapatkan data :

$$\begin{aligned}
 r &= 84 \text{ in} \\
 icr &= 7 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Direncanakan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head*, sehingga tebal tutup atas = tebal tutup bawah.

$$\begin{aligned}
 t_{ha} = t_{hb} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r}{(f \times E - 0,1 \times \text{Pi})} + C \quad \text{(Brownell \& Young. pers. 13.12. hal. 258)} \\
 t_{ha} = t_{hb} &= \frac{0,885 \times 1.065,7502 \times 84}{\left[17.128 \times 0,8 - 0,1 \times 1.065,7502 \right]} + \frac{1}{16} \\
 &= 2,48987 \text{ in} \\
 &= 2,48987 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{39,8379}{16} \approx \frac{40}{16} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan tinggi tutup atas dan tinggi tutup bawah

Berdasarkan tabel 5.8. Brownell & Young hal. 93, didapatkan data :

$$\begin{aligned}
 sf &= 4,5 \text{ in} \\
 icr &= 7 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Direncanakan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head*, sehingga tinggi tutup atas = tinggi tutup bawah.

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{d_i}{2} \\
 b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}
 \end{aligned}$$

$$AB = \frac{di}{2} - icr = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

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

$$ha = ts + b + sf \quad (\text{Brownell \& Young, Fig. 5.8. hal. 87})$$

Dimana :

$$di = \text{diameter dalam} = 85,0000 \text{ in}$$

$$ts = \text{tebal silinder} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$th = \text{tebal tutup} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

$$icr = 7 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Sehingga :

$$a = \frac{di}{2} = \frac{85,0000}{2} \\ = 42,5000 \text{ in}$$

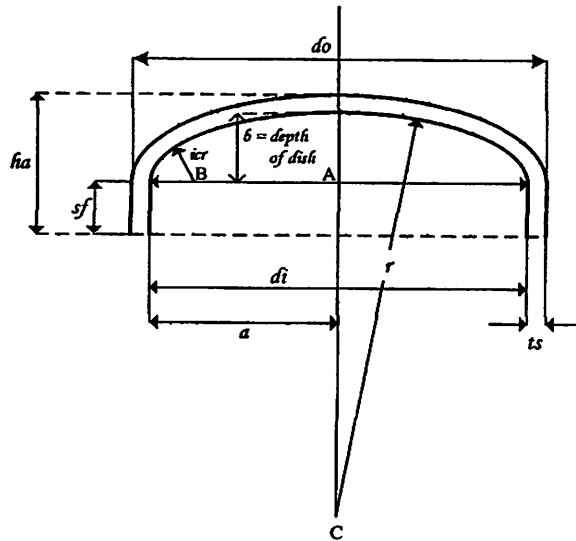
$$AB = a - icr = 42,5000 - 7 \frac{1}{2} \\ = 35,0000 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 84,0000 - 7 \frac{1}{2} \\ = 76,5000 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{76,5000^2 - 35,0000^2} \\ = 68,0239 \text{ in}$$

$$b = r - AC \\ = 84,0000 - 68,0239 \\ = 15,9761 \text{ in}$$

$$ha = hb = th + b + sf \\ = \frac{40}{16} + 15,9761 + 4,5 \\ = 22,9761 \text{ in}$$



Gambar 6.1.1. Dimensi tutup atas dan tutup bawah reaktor

- Menentukan tinggi reaktor total

Rumus :

$$H = ha + Ls + hb$$

Dimana :

H = Tinggi reaktor

ha = Tinggi tutup atas

Ls = Tinggi silinder

hb = Tinggi tutup bawah

Maka :

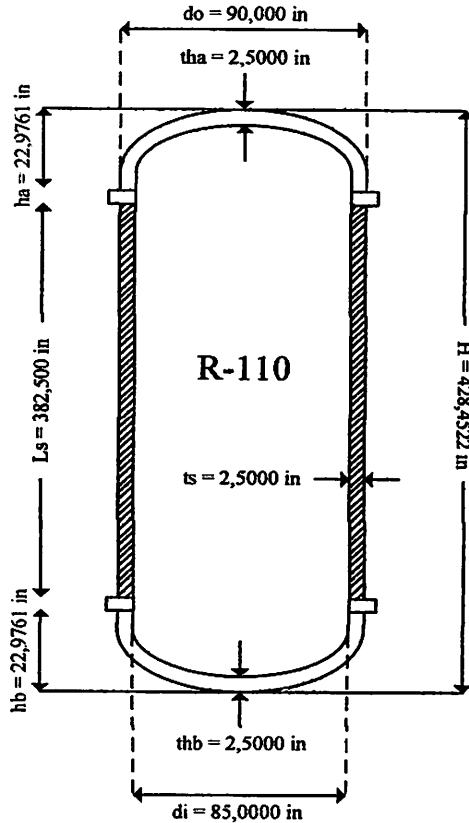
$$\begin{aligned} H &= ha + Ls + hb \\ &= 22,9761 + 382,5000 + 22,9761 \\ &= 428,4522 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan reaktor :

$$\begin{array}{llll} ha = 22,9761 \text{ in} & ts = 2,5000 \text{ in} & hb = 22,9761 & \text{in} \\ tha = 2,5000 \text{ in} & di = 85,0000 \text{ in} & thb = 2,5000 & \text{in} \\ Ls = 382,500 \text{ in} & do = 90,0000 \text{ in} & H = 428,4522 & \text{in} \end{array}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan *tube* :

$$\begin{array}{ll} di = 3,0680 \text{ in} & Pt = 4,3750 \text{ in} \\ do = 3,5000 \text{ in} & Nt = 520 \text{ Buah} \end{array}$$



Gambar 6.1.2. Dimensi tangki reaktor

- Menentukan kebutuhan air pendingin

Dalam reaktor *fixed bed multitubular*, reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis, sehingga reaktor dilengkapi dengan pendingin, dimana air digunakan sebagai media pendingin.

1. Menentukan kebutuhan air pendingin

Beban panas reaktor berdasarkan perhitungan pada neraca panas, didapatkan :

$$\begin{aligned} Q &= -3,1936E+08 \quad \text{KJ/Jam} \\ &= -3,0270E+08 \quad \text{Btu/Jam} \end{aligned}$$

Rumus :

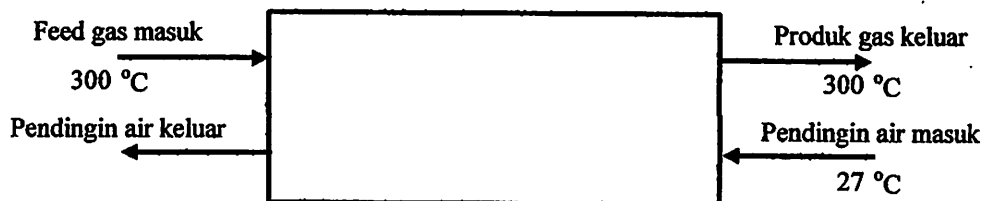
$$A = L \cdot a'' \cdot N_t \quad (\text{Donald Q, Kern. pers. 3.17. hal. 46})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} A &= \text{luas permukaan panas} \\ L &= \text{panjang tube} &= 20 & \text{ft} \\ a'' &= \text{surface per lin ft} &= 1,1780 & \text{ft}^2/\text{ft} \\ N_t &= \text{jumlah tube} &= 520 & \text{buah} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 A &= L \cdot a'' \cdot Nt \\
 &= 20 \times 1,1780 \times 520 \\
 &= 12.251,2000 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$



Diketahui :

$$\begin{aligned}
 \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\
 &= 572 - 80,6 \\
 &= 491,4 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Donald Q. Kern. Tabel . 8. hal. 840, didapatkan data :

$$U_D = 75 - 150 \text{ ditetapkan } U_D = 140$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t_{LMTD}} \\
 \Delta t_{LMTD} &= \frac{Q}{U_D \cdot A} \\
 &= \frac{3,0270\text{E}+08}{140 \times 12.251,2000} \\
 &= 176,4829 \\
 \Delta t_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln (\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\
 &= \frac{\Delta t_1 - 491,4}{\ln (\Delta t_1 / 491,4)}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan cara trial terhadap nilai Δt_1 , akan didapatkan harga t_2 ,

$$\text{Trial } \Delta t_1 = 396 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta t_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln (\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\
 &= \frac{396 - 491,4}{\ln (396 / 491,4)} \\
 &= 441,9854
 \end{aligned}$$

$$\text{Maka harga } t_2 = 572 - 396 = 176 \text{ } ^\circ\text{F} = 80 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Kebutuhan air pendingin adalah :

Diketahui :

$$\text{Cp air pada } 27 \text{ } ^\circ\text{C} = 4,1810 \text{ KJ/Kg.K} = 0,9986 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 27 \text{ } ^\circ\text{C} = 80,6 \text{ } ^\circ\text{F} = 300,15 \text{ K}$$

$$t_2 = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 176 \text{ } ^\circ\text{F} = 353,15 \text{ K}$$

$$\Delta t = t_2 - t_1 = 176 - 80,6 = 95,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Sehingga kebutuhan air pendingin :

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_{\text{media}}}{C_p \times \Delta t} \\ &= \frac{3,0270\text{E}+08}{0,9986 \times 95,4} \\ &= 3.177.333 \text{ lb/Jam} \\ &= 1.441.215 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

Menentukan suhu kaloric

Diketahui :

$$T_1 = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 27 \text{ } ^\circ\text{C} = 80,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 176 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Sehingga :

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2$$

$$= 572 - 176$$

$$= 396 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$T_c = \frac{572 + 572}{2}$$

$$= 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1$$

$$= 572 - 80,6$$

$$= 491,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_c = \frac{80,6 + 176}{2}$$

$$= 128,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Checking perancangan reaktor

Bagian Shell (Air pendingin)	Bagian Tube (feed)
Diketahui :	Diketahui :
$C_p = 0,9986 \quad \text{Btu/lb.}^\circ\text{F}$	$C_p = 7,0846 \quad \text{Btu/lb.}^\circ\text{F}$
$\mu = 0,8549 \quad \text{cp}$	$\mu = 0,0198 \quad \text{cp}$
$\rho = 2,0680 \quad \text{lb/ft.Jam}$	$\rho = 0,0478 \quad \text{lb/ft.Jam}$
$k = 0,3533 \quad \text{Btu/Jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$	$k = 0,0207 \quad \text{Btu/Jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$
$P_t = 4,3750 \quad \text{in}$	Rate = 217.468,3578 lb/Jam
$c' = P_t - OD = 0,8750 \quad \text{in}$	
a. Flow area	a'. Flow area
Trial nilai B hingga (N + 1) = bilangan bulat.	$a_t = \frac{N_t \times a''}{n \times 144}$
$B = 68 \quad \text{in}$	$= \frac{520 \times 1,1780}{2 \times 144}$
$(N+1) = \frac{1 \times 12}{B}$	$= 2,1269 \quad \text{ft}^2$
$= \frac{20 \times 12}{68}$	b'. Kecepatan gas (G_t)
$= 4$	$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{217.468,3578}{2,1269}$
$a_s = \frac{ID_s \times c' \times B}{n' \times P_T \times 144}$	$= 102.244,4937 \quad \text{lb/Jam.ft}^2$
$= \frac{85 \times 0,8750 \times 68}{1 \times 4,3750 \times 144}$	c'. Menghitung (N_{Ret})
$= 8,0278 \quad \text{ft}^2$	$N_{ret} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$
b. Kecepatan gas (G_s)	$= \frac{102244 \times 3,068/12}{0,00478 \times 2,42}$
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{3.177.333,4484}{8,0278}$	$= 2,2605E+05$
$= 395.792,4019 \quad \text{lb/Jam.ft}^2$	Mencari faktor panas JH (Kern, hal.834)
c. Menghitung (N_{Re})	JH = 500 Btu/Jam.ft ² .°F
Diameter ekivalen	Menghitung harga koefisien film
$d_e = \frac{4 \cdot (P_t^2 - \pi \cdot d_o^2 / 4)}{\pi \cdot d_o}$	perpindahan panas hio
	Pada $t_c = 128,3 \quad ^\circ\text{F}$

$= \frac{4 \times (4,3750^2 \times \pi \times 3,5000^2 / 4)}{\pi \times 3,5000}$	$C_p = 7,0846 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$
$= 66,9922$	$k = 0,0207 \text{ Btu/Jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$
$N_{res} = \frac{G_s \times de}{\mu \times 2,42}$	$\frac{h_i}{\phi t} = JH \times \left[\frac{k}{de} \right] \left[\frac{cp \cdot \mu}{k} \right]^{1/3}$
$= \frac{3,9579E+05 \times 66,9922}{2,0680 \times 2,42}$	$= 392,1649$
$= 5,2983E+06$	$\frac{h_o}{\phi t} = \frac{h_o}{\phi t} \times \frac{d_i}{d_o}$
<p>Mencari faktor panas JH (Kern, hal.838)</p>	$= 343,7605$
$JH = 900 \text{ Btu/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$tw = \frac{h_o/\phi t}{h_o/\phi t + h_{io}} (T_c - t_c)$
<p>Menghitung harga koefisien film perpindahan panas ho</p>	$= 221,85 \text{ }^\circ\text{F}$
<p>Pada $T_c = 572 \text{ }^\circ\text{F}$</p>	<p>sehingga $\phi t = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p>
$C_p = 0,9986 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$	$= 1,0723$
$k = 0,3533 \text{ Btu/Jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$	$h_{io} = 343,7605 \times 1,0723$
$\frac{h_o}{\phi s} = JH \times \left[\frac{k}{de} \right] \left[\frac{cp \cdot \mu}{k} \right]^{1/3}$	$= 368,6071 \text{ Btu/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
$= 8.549,6765$	
$tw = \frac{h_o/\phi s}{h_o/\phi s + h_{io}} (T_c - t_c)$	
$= 425,36 \text{ }^\circ\text{F}$	
<p>sehingga $\phi s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p>	
$= 1,6007$	
$h_o = 8.549,6765 \times 1,6007$	
$= 13.685,4152 \text{ Btu/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	

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

Dimana :

$$h_{io} = h_i \times \frac{d_i}{d_o}$$

Sehingga :

$$U_c = \frac{368,6071 \times 13.685,4152}{368,6071 + 13.685,4152}$$

$$= 3589,3930$$

3. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (R_d)

Rumus :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$R_d = \frac{3589,3930 - 140}{3589,3930 \times 140}$$

$$= 0,0686 > 0,0220$$

R_d perhitungan $>$ R_d ketentuan (memenuhi persyaratan)

4. *Cheking Pressure drop*

Diketahui :

$$N_{Ret} = 2,2605E+05$$

Berdasarkan Donal Q. Kern. fig. 26. hal. 836, didapatkan harga f :

$$f = 0,00015 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\rho = 1,3237 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$S = \frac{\rho}{62,5} = \frac{1,3237}{62,5} = 0,02118$$

$$G_t = 102.244,4937 \text{ lb/ft}^2.\text{Jam}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot \rho \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \cdot \phi_t} \quad (\text{Donald Q, Kern. pers. 7.45. hal. 148})$$

$$= \frac{0,00015 \times 102.244,4937^2 \times 1,3237 \times 2}{5,22E+10 \times 3,0680 \times 0,02118 \times 1,0723}$$

$$= 1,1414E-03$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s} \times \frac{V^2}{2 \cdot g} \quad (\text{Donald Q, Kern. pers. 7.46. hal. 148})$$

Berdasarkan Donal Q. Kern. fig. 27. hal. 837, didapatkan nilai $V^2/2 \cdot g =$

0,0010 psi, sehingga :

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 2 \times 0,0010 \times 62,5}{0,021179695 \times 144}$$

$$= 1,6394E-01 \text{ psi}$$

maka *total pressure drop* pada *tube* reaktor adalah :

$$\begin{aligned}\Delta P_{\text{total}} &= \Delta P_t + \Delta P_r && (\text{Donald Q, Kern. pers. 7.47. hal. 148}) \\ &= 1,1414\text{E-}03 + 1,6394\text{E-}01 \\ &= 0,165082511 \text{ psi}\end{aligned}$$

Maximum pressure drop yang diizinkan dalam *tube* reaktor adalah 2 psi
maka perencanaan telah terpenuhi.

6.2. Perancangan *Nozzle*

Pada reaktor terdapat beberapa *nozzle* yang terbagi dalam 3 tempat, yaitu :

- a. *Nozzle* pada tutup bawah
 - *Nozzle* untuk pemasukan bahan baku *syngas*
- b. *Nozzle* pada silinder
 - *Nozzle* untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin
- c. *Nozzle* pada tutup atas
 - *Nozzle* untuk pengeluaran produk *mixed alcohols*
 - *Nozzle* untuk pemasangan *pressure* dan *temperature control*

Adapun perhitungan untuk *nozzle* adalah sebagai berikut :

- a. *Nozzle* Pada Tutup Bawah
 - *Nozzle* untuk pemasukan bahan baku *syngas*

Komposisi	BM	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Viscositas (cp)
H ₂	2	0,5556	7.694	3.847,0770	7,6111E-03
CO ₂	44	0,0586	17.854	405,7814	1,4943E-03
CO	28	0,3617	70.135	2.504,8276	1,0201E-02
H ₂ O	18	0,0024	296	16,4405	4,7009E-05
CH ₄	16	0,0187	2.072	129,4689	3,4028E-04
C ₂ H ₄	28	0,0025	493	17,6148	4,5533E-05
N ₂	28	0,0005	99	3,5230	1,4703E-05
Total	-	1,0000	98.643	6.924,7333	0,0198

Diketahui :

$$\text{Rate bahan masuk} = 98.643 \text{ Kg/Jam} = 217.468,3578 \text{ lb/Jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1,3237 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,0198 \text{ cp} = 1,32737\text{E-}05 \text{ lb/ft.detik}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{217.468,3578 \text{ lb/Jam}}{1,3237 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 164.284,4101 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 45,6346 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *nozzel* berdasarkan diameter pipa :

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka :

$$\begin{aligned} ID_{\text{optimum}} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Klaus D. Timmerhaus, pers. 15. hal. 49}) \\ &= 3,9 \times (45,6346)^{0,45} \times (1,3237)^{0,13} \\ &= 22,5726 \text{ in} \approx 24 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa standard berdasarkan App. K. Brownell & Young. hal. 390, yaitu :

$$D_{\text{nominal}} = 24 \text{ in Sch 40}$$

$$OD = 24,0000 \text{ in}$$

$$ID = 22,6260 \text{ in} = 1,8855 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir fluida (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times di^2} \quad (\text{Christie J. Geankoplis, hal. 49}) \\ &= \frac{45,6346 \text{ ft}^3/\text{detik}}{\frac{3,14}{4} \times (1,8855 \text{ ft})^2} \\ &= 16,3520 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \quad (\text{Christie J. Geankoplis. pers. 2.5-1. hal. 49}) \\ &= \frac{1,8855 \text{ ft} \times 16,3520 \text{ ft/detik} \times 1,3237 \text{ lb/ft}^3}{1,32737\text{E-}05 \text{ lb/ft.detik}} \\ &= 3.074.709,9098 > 2100 \text{ (memiliki aliran turbulen)} \end{aligned}$$

b. *Nozzle* Pada Silinder

- *Nozzle* untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin

Diketahui :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate air pendingin masuk} &= 1.441.215 && \text{Kg/Jam} \\
 &= 3.177.333,4484 && \text{lb/Jam} \\
 \rho \text{ pendingin} &= 0,9965 && \text{g/cm}^3 \\
 &= 62,2095 && \text{lb/ft}^3 \\
 \mu \text{ pendingin} &= 0,8549 && \text{cp} \\
 &= 5,7443\text{E-}04 && \text{lb/ft.detik} \\
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{3.177.333,4484 \text{ lb/Jam}}{62,2095 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 51.074,7289 && \text{ft}^3/\text{Jam} \\
 &= 14,1874 && \text{ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *nozzel* berdasarkan diameter pipa :

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka :

$$\begin{aligned}
 ID_{\text{optimum}} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} && \text{(Klaus D. Timmerhaus, pers. 15. hal. 49)} \\
 &= 3,9 \times (14,1874)^{0,45} \times (62,2095)^{0,13} \\
 &= 22,0101 \text{ in} \approx 24 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa standard berdasarkan App. K. Brownell & Young. hal. 390, yaitu :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{nominal}} &= 24 && \text{in Sch 40} \\
 OD &= 24,0000 && \text{in} \\
 ID &= 22,6260 && \text{in} = 1,8855 && \text{ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir fluida (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times di^2} && \text{(Christie J. Geankoplis, hal. 49)} \\
 &= \frac{14,1874 \text{ ft}^3/\text{detik}}{\frac{3,14}{4} \times (1,8855 \text{ ft})^2} \\
 &= 5,0837 && \text{ft/detik}
 \end{aligned}$$

$$N_{Re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \quad (\text{Christie J. Geankoplis. pers. 2.5-1. hal. 49})$$

$$= \frac{1,8855 \text{ ft} \times 5,083710827 \text{ ft/detik} \times 62,2095 \text{ lb/ft}^3}{5,7443\text{E-}04 \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 1.038.064,4062 > 2100 \text{ (memiliki aliran turbulen)}$$

c. Nozzle Pada Tutup Atas

- *Nozzle* untuk pengeluaran produk *mixed alcohols*

Komposisi	BM	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Viscositas (cp)
H ₂	2	0,0759	468	233,7462	1,0402E-03
CO ₂	44	0,2074	28.094	638,5022	5,2886E-03
CO	28	0,1134	9.774	349,0811	3,1975E-03
H ₂ O	18	0,1964	10.883	604,6214	3,8885E-03
CH ₄	16	0,0421	2.072	129,4689	7,6537E-04
C ₂ H ₄	28	0,0057	493	17,6148	1,0242E-04
N ₂	28	0,0011	99	3,5230	3,3071E-05
CH ₃ OH	32	0,1120	11.034	344,7996	2,1279E-03
C ₂ H ₅ OH	46	0,2293	32.478	706,0528	3,7152E-03
C ₃ H ₇ OH	60	0,0133	2.461	41,0175	1,9718E-04
C ₄ H ₉ OH	74	0,0027	607	8,2035	3,3571E-05
C ₅ H ₁₁ OH	88	0,0007	180	2,0509	8,1917E-06
Total		1,0000	98.643	3.078,6817	0,0204

Diketahui :

$$\text{Rate bahan keluar} = 98.643 \text{ Kg/Jam} = 217.468,3578 \text{ lb/Jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 2,9774 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,0204 \text{ cp} = 1,37066\text{E-}05 \text{ lb/ft.detik}$$

Maka :

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{m}{\rho}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{217.468,3578 \text{ lb/Jam}}{2,9774 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 73.039,5508 \text{ ft}^3/\text{Jam} \\
 &= 20,2888 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *nozzel* berdasarkan diameter pipa :

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka :

$$\begin{aligned}
 ID_{\text{optimum}} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} && \text{(Klaus D. Timmerhaus, pers. 15. hal. 49)} \\
 &= 3,9 \times (20,2888)^{0,45} \times (2,9774)^{0,13} \\
 &= 17,4152 \text{ in} \approx 18 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa standard berdasarkan App. K. Brownell & Young. hal. 390, yaitu :

$$D_{\text{nominal}} = 18 \text{ in Sch 40}$$

$$OD = 18,0000 \text{ in}$$

$$ID = 16,8760 \text{ in} = 1,4063 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir fluida (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times di^2} && \text{(Christie J. Geankoplis, hal. 49)} \\
 &= \frac{20,2888 \text{ ft}^3/\text{detik}}{\frac{3,14}{4} \times (1,4063 \text{ ft})^2} \\
 &= 13,0680 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} && \text{(Christie J. Geankoplis. pers. 2.5-1. hal. 49)} \\
 &= \frac{1,4063 \text{ ft} \times 13,0680 \text{ ft/detik} \times 2,9774 \text{ lb/ft}^3}{1,37066\text{E-}05 \text{ lb/ft.detik}} \\
 &= 3.992.127,2790 > 2100 \text{ (memiliki aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

- *Nozzle* untuk pemasangan *pressure* dan *temperature control*

Pengukuran serta pengontrolan suhu dan tekanan dilakukan dengan menggunakan alat kontrol yang akan dipasang pada tutup atas. Pada pemasangan alat kontrol ini digunakan lubang dengan ukuran sebagai berikut :

Berdasarkan App. K. Brownell & Young. hal. 387, dipilih pipa dengan ukuran :

$$D_{\text{nominal}} = 1 \text{ in Sch 40 ST 40S}$$

$$OD = 1,3150 \text{ in}$$

$$ID = 1,0490 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

Kesimpulan perancangan *nozzle* :

a. *Nozzle* Pada Tutup Bawah

- *Nozzle* untuk pemasukan bahan baku *syngas*

Ukuran : 24 in Sch 40

OD : 24,0000 in

ID : 22,6260 in

b. *Nozzle* Pada Silinder

- *Nozzle* untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin

Ukuran : 24 in Sch 40

OD : 24,0000 in

ID : 22,6260 in

c. *Nozzle* Pada Tutup Atas

- *Nozzle* untuk pengeluaran produk *mixed alcohols*

Ukuran : 18 in Sch 40

OD : 18,0000 in

ID : 16,8760 in

- *Nozzle* untuk pemasangan *pressure* dan *temperature control*

$D_{\text{nominal}} = 1$ in Sch 40 ST 40S

OD = 1,3150 in

ID = 1,0490 in = 0,0874 ft

Penentuan *Flange* pada *nozzle* :

Flange yang digunakan pada *nozzle* adalah *flange standard type Welding Neck*.

Berdasarkan tabel 12.2. hal. 221. Brownell & Young, diperoleh dimensi *flange* untuk semua *nozzle*, adapun dimensi *flange* tersebut adalah sebagai berikut :

<i>Nozzle</i>	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	24	32	1 7/8	27 1/4	26 1/8	24	6	23,25
B	24	32	1 7/8	27 1/4	26 1/8	24	6	23,25
C	24	32	1 7/8	27 1/4	26 1/8	24	6	23,25
D	18	25	1 9/16	21	19 7/8	18	5 1/2	17,25
E	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05
F	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05

Keterangan :

- Nozzle A = Nozzle untuk pemasukan bahan baku *syngas*
- Nozzle B = Nozzle untuk pemasukan air pendingin
- Nozzle C = Nozzle untuk pengeluaran air pendingin
- Nozzle D = Nozzle untuk pengeluaran produk *mixed alcohols*
- Nozzle E = Nozzle untuk pemasangan *pressure control*
- Nozzle F = Nozzle untuk pemasangan *temperature control*
- NPS = Ukuran pipa nominal, in
- A = Diameter luar *flange* , in
- T = Ketebalan *flange* minimum, in
- R = Diameter luar bagian yang menonjol, in
- E = Diameter *hub* dasar, in
- K = Diameter *hub* pada titik pengelasan, in
- L = Panjang melewati *hub* , in
- B = Diameter dalam dari dinding pipa standard, in

6.3. Perancangan Penguat (*Reinforcement*)

- Menentukan lubang maksimum tanpa penguat

$$K = \frac{P \cdot Do}{2 \cdot ts \cdot f} \quad (\text{Herman C. Hense. pers 10.29. hal. 280})$$

Dimana :

$$P = \text{Tekanan desain} = 1.065,7502 \quad \text{psig}$$

$$Do = \text{Diameter luar shell} = 90 \quad \text{in}$$

$$ts = \text{Tebal shell} = 2 \frac{1}{2} \quad \text{in}$$

$$f = \text{Stress yang diizinkan} = 17.128$$

Sehingga :

$$K = \frac{P \cdot Do}{2 \cdot ts \cdot f}$$

$$= \frac{1.065,7502 \times 90}{2 \times 2 \frac{1}{2} \times 17.128}$$

$$= 1,1200$$

$$Do \times ts = 90 \times 1 \frac{7}{8}$$

$$= 168,75 \text{ in (lubang maksimum)}$$

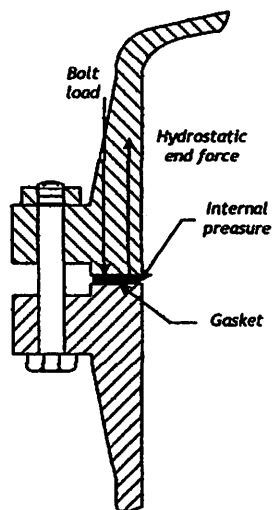
Berdasarkan perhitungan dimensi *nozzle*, didapatkan kesimpulan mengenai ukuran *nozzle*, adapun diameter *nozzle* tersebut adalah sebagai berikut :

- ID *nozzle* pemasukan bahan baku *syngas* = 22,6260 in
- ID *nozzle* pemasukan dan pengeluaran air pendingin = 22,6260 in
- ID *nozzle* pengeluaran produk *mixed alcohols* = 16,8760 in
- ID *nozzle* pemasangan *pressure control* = 1,0490 in
- ID *nozzle* pemasangan *temperature control* = 1,0490 in

Dikarenakan lubang maksimum yang diizinkan adalah 123,75 in, maka setiap lubang yang memiliki ukuran lebih besar dari 123,75 in memerlukan penguat, sehingga berdasarkan data ukuran lubang *nozzle* diatas dapat disimpulkan bahwa lubang *nozzle* yang ada tidak diperlukan penguat.

6.4. Perancangan Dimensi *Gasket*, *Bolting* dan *Flange* pada tangki reaktor

Perancangan sambungan bagian tutup (*head*) dengan dinding (*shell*) reaktor ditujukan untuk mempermudah perawatan dan perbaikan dari reaktor itu sendiri. Adapun bagian tutup reaktor (*head*) dan bagian dinding (*shell*) dari reaktor dihubungkan dengan menggunakan sistem *flange* dan *bolting*.



Brownell & Young. Fig. 12.10. hal. 227)

Gambar 6.4.1. Dimensi *Gasket* dan *Bolting*

a. Perancangan *Gasket*

Bahan : *Solid Flate metal, stailless stell*

Gasket factor (m) : 6,5

Minimum design seating stress (y) : 26.000 psi

(Brownell & Young. fig. 12.11. hal. 228)

b. Perancangan *Bolting*

Bahan : *Low Alloy Steel SA - 193 grade B7a*

Tensile stress minimal : 55.000 psi

Allowable stress (f_b) : 20.000

(Brownell & Young. tabel. 13.1. hal. 252)

c. Perancangan *Flange*

Bahan : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tensile stress minimal : 75.000 psi

Allowable stress : 17.128

Flange type : *Ring Flange Loose Type*

(Brownell & Young. App D. hal. 342)

Adapun perhitungan perancangan *gasket*, *bolting* dan *flange* adalah sebagai berikut :

a. Perancangan *Gasket*1. Penentuan lebar *gasket*

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \cdot m}{y - p(m + 1)}} \quad \text{Brownell \& Young. Pers. 12.2. hal. 226)}$$

Dimana :

d_o = diameter luar *gasket*

d_i = diameter dalam *gasket* = d_o shell = 90 in

y = *yield stress* = 26.000 psia

p = *internal preasure* = 1.065,75 psia

m = *gasket factor* = 6,5

t_{gasket} = tebal *gasket* = 2,5000 in

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \cdot m}{y - p(m + 1)}}$$

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{26.000 - 1.065,75 \times 6,5}{26.000 - 1.065,75 \times [6,5 + 1]}}$$

$$= 1,0292$$

$$d_i = d_o \text{ shell} = 90 \text{ in}$$

Sehingga :

$$d_o = 1,0292 \times 90$$

$$= 92,6251 \text{ in}$$

$$\text{Lebar gasket minimum (n)} = \frac{d_o - d_i}{2}$$

$$= \frac{92,6251 - 90}{2}$$

$$= 1,31254 \text{ in}$$

$$= 1,31254 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{21,0006}{16} \approx \frac{22}{16}$$

$$\text{Diambil nilai gasket (n)} = \frac{22}{16} = 1,3750$$

$$\text{Diameter rata-rata gasket (G)} = d_i + \text{lebar gasket}$$

$$= 90 + 1,3750$$

$$= 91,3750 \text{ in}$$

2. Menghitung beban gasket (W_{m2})

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.88. hal. 240})$$

Dimana :

$$b = \text{lebar efektif gasket (in)}$$

$$y = \text{yield stress (lb/in}^2\text{)}$$

$$G = \text{Diameter rata-rata gasket (in)}$$

Berdasarkan Brownell & Young, Fig. 12.12. hal. 229 :

Lebar *setting gasket* bawah

$$b = b_o \text{ untuk } b_o \leq 1/4 \text{ in}$$

$$b = \frac{\sqrt{b_o}}{2} \text{ untuk } b_o > 1/4$$

$$\text{maka } b_o = \frac{n}{2} = \frac{1,375}{2} = 0,6875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= \frac{\sqrt{b_o}}{2} \\ &= \frac{\sqrt{0,6875}}{2} \\ &= 0,41458 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan H_y :

$$\begin{aligned} W_{m2} &= H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.88. hal. 240)} \\ &= 3,14 \times 0,41458 \times 91,3750 \times 26.000 \\ &= 1.546.346,2516 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban untuk menjaga sambungan (H_p)

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.90. hal. 240)} \\ &= 2 \times 3,14 \times 0,41458 \times 91,3750 \times 6,5 \times 1.065,75 \\ &= 716.529,9251 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban karena tekanan dalam (H)

$$\begin{aligned} H &= \pi/4 \cdot G^2 \cdot p && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.89. hal. 240)} \\ &= \frac{3,14}{4} \times 91,3750^2 \times 1.065,75 \\ &= 2.328.405,4385 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menghitung beban operasi total pada kondisi kerja (W_{m1})

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.91. hal. 240)} \\ &= 2.328.405,4385 + 716.529,9251 \\ &= 3.044.935,3636 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dapat dilihat bahwa $W_{m1} > W_{m2}$, sehingga dapat disimpulkan bahwa beban kerja yang digunakan dalam proses adalah W_{m1} .

b. Perancangan *Bolting*

1. Perhitungan luas minimum *bolting*

$$A_m = \frac{W_{m1}}{f_b} \quad \text{(Brownell \& Young. pers. 12.92. hal. 240)}$$

$$= \frac{3.044.935,3636}{20.000}$$

$$= 152,2468 \text{ in}^2$$

2. Perhitungan luas optimum area

Untuk mendapatkan ukuran baut dapat dicoba ukuran baut standard berdasarkan Brownell and Young, tabel. 10.4. hal. 188, yaitu :

- Ukuran baut : 3 in
- *Root area* : 5,6210 in²

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bolting minimum (N)} &= \frac{A_m}{\text{root area}} \\ &= \frac{152,2468}{5,621} \\ &= 27,0854 \approx 28 \text{ buah} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 10.4. hal. 188, Brownell & Young diperoleh data :

- *Bolt size* : 3 in
- *Root area* : 5,6210 in²
- *Bolt spacing (B_s)* : 6 1/4 in
- *Min. radial distance (R)* : 3 5/8 in
- *Edge distance (E)* : 2 7/8 in

Evaluasi lebar *gasket*

$$\begin{aligned} A_{b \text{ actual}} &= \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \\ &= 28 \times 5,6210 \\ &= 157,3880 \end{aligned}$$

Lebar *gasket* minimum

$$\begin{aligned} W &= A_{b \text{ actual}} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G} \\ &= 157,3880 \times \frac{20.000}{2 \times \pi \times 26.000 \times 91,3750} \\ &= 0,210979972 \text{ in} < 1,3750 \text{ in (memenuhi)} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan tersebut, dapat dilihat bahwa nilai $W <$ dari lebar *gasket* minimum yang telah ditentukan yaitu 1,3750 in, sehingga lebar *gasket* telah memenuhi.

b. Perancangan *Flange*1. Menghitung diameter luar *flange* (A)

$$\begin{aligned} A &= OD = \text{Bolt area diameter} + 2 \cdot E \\ &= C + 2 \cdot E \end{aligned}$$

Menentukan *bolt circle diameter* (C)

$$C = \text{di shell} + 2(1,415 \cdot g_o + R)$$

Dimana

$$\text{di shell} = 85,0000 \text{ in}$$

$$g_o = \text{tebal shel} = 2,5000 \text{ in} = \frac{40}{16}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} C &= \text{di shell} + 2(1,415 \cdot g_o + R) \\ &= 85,0000 + 2 \times \left(1,4150 \times \frac{40}{16} + 3 \frac{5}{8} \right) \\ &= 99,3250 \text{ in} \\ &= 8,2771 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} A &= OD = C + 2 \cdot E \\ &= 99,3250 + 2 \times 2 \frac{7}{8} \\ &= 105,0750 \text{ in} \\ &= 8,7563 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. Perhitungan *moment*- Total *moment* pada kondisi operasi

$$M_o = M_D + M_G + M_T \quad \text{Brownell \& Young, pers. 12.99. hal. 242)}$$

Berdasarkan Brownell & Young, pers. 12.94. hal. 242, untuk keadaan *bolting up* (tanpa tekanan dalam) :

$$\begin{aligned} W &= \left[\frac{A_m + A_b}{2} \right] \times f_b \quad \text{Brownell \& Young, pers. 12.94. hal. 242)} \\ &= \left[\frac{152,2468 + 157,3880}{2} \right] \times 20.000 \\ &= 3.096.347,6818 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban *gasket* yang bereaksi terhadap *bolt circle*

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{C - G}{2} && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.101. hal. 242)} \\
 &= \frac{99,3250 - 91,3750}{2} \\
 &= 3,975 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Moment *flange* (M_a) :

$$\begin{aligned}
 M_a &= W \cdot h_G && \text{(Brownell \& Young. hal. 243)} \\
 &= 3.096.347,6818 \times 3,975 \\
 &= 12.307.982,0351 \text{ lb} \cdot \text{in}
 \end{aligned}$$

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{ml} = 3.096.347,6818 \text{ lb}$$

Tekanan *hydrostatic* pada daerah dalam *flange* (H_D)

$$H_D = 0,785 \cdot B^2 \cdot P \quad \text{(Brownell \& Young. pers. 12.96. hal. 242)}$$

Dimana :

$$B = \text{do shell} = 90,0000 \text{ in}$$

$$p = \text{tekanan operasi} = 1.065,7502 \text{ psig}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 H_D &= 0,785 \cdot B^2 \cdot P \\
 &= 0,785 \times 90,0000^2 \times 1.065,7502 \\
 &= 2.258.857,5500 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Jarak jari-jari dari *bolt circle* pada H_D (h_D)

$$\begin{aligned}
 h_D &= \frac{C - B}{2} && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.100. hal. 242)} \\
 &= \frac{99,3250 - 90,0000}{2} \\
 &= 4,6625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Menghitung *moment* M_D

$$\begin{aligned}
 M_D &= H_D \cdot h_D && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.96. hal. 242)} \\
 &= 2.258.857,5500 \times 4,6625 \\
 &= 10.531.923,3270 \text{ lb} \cdot \text{in}
 \end{aligned}$$

- Menghitung komponen *moment* ke M_G

Perbedaan antara beban baut *flange* dengan gaya hidristatis total :

$$\begin{aligned} H_G &= W - H = W_{ml} - H && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.98. hal. 242)} \\ &= 3.096.347,6818 - 2.328.405,4385 \\ &= 767.942,2433 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Menghitung *moment* M_G

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \cdot h_G && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.98. hal. 242)} \\ &= 767.942,2433 \times 3,975 \\ &= 3.052.570,4172 \text{ lb} \cdot \text{in} \end{aligned}$$

- Menghitung komponen *moment* ke M_T

Perbedaan antara hidrostatis total dengan gaya hidrostatis dalam area *flange* (H_T)

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.97. hal. 242)} \\ &= 2.328.405,4385 - 2.258.857,5500 \\ &= 69.547,8884 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.102. hal. 242)} \\ &= \frac{4,6625 + 3,9750}{2} \\ &= 4,31875 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.97. hal. 242)} \\ &= 69.547,8884 \text{ lb} \times 4,31875 \text{ in} \\ &= 300.359,9431 \text{ lb} \cdot \text{in} \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi (M_o) didapatkan :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T && \text{(Brownell \& Young. pers. 12.99. hal. 242)} \\ &= 10.531.923,3270 + 3.052.570,4172 + 300.359,9431 \\ &= 13.884.853,6874 \text{ lb} \cdot \text{in} \quad (M_a < M_o \text{ sehingga } M_{\max} = M_o) \end{aligned}$$

$$M_{\max} = 13.884.853,6874 \text{ lb} \cdot \text{in}$$

3. Perhitungan tebal *flange*

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}} \quad \text{(Brownell \& Young. pers. 12.85, hal. 242)}$$

Serta nilai $k = A/B$

Dimana :

A = diameter luar *flange*

B = diameter luar silinder reaktor

Sehingga :

$$k = \frac{A}{B} = \frac{8,7563 \text{ ft}}{7,5000 \text{ ft}} = 1,1675$$

Berdasarkan Brownell & Young fig. 12,22. hal. 238, didapatkan nilai :

$$Y = 14,5$$

$$M_{\max} = 13.884.853,6874 \text{ lb}$$

Maka tebal *flange* :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}} = \sqrt{\frac{14,5 \times 13.884.853,6874}{17.128 \times 90}} = 11,4283 \text{ in} \approx 12 \text{ in}$$

Kesimpulan Perancangan :

a. *Gasket*

Bahan : *Solid Flate metal, stailless stell*

Gasket factor (m) : 6,5

Minimum design seating stress (y) : 26.000 psi

Lebar *Gasket* (n) : 1,3750 in

b. Perancangan *Bolting*

Bahan : Low Alloy Steel SA - 193 grade B7a

Tensile stress minimal : 55.000 psi

Allowable stress (f_b) : 20.000

Ukuran Baut : 3 in

Jumlah Baut : 28 buah

Bolt spacing (B_s) : 6 1/4 in

Min radial distanc e (R) : 3 5/8 in

Edge distance (E) : 2 7/8 in

c. Perancangan *Flange*

Bahan	:	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
<i>Tensile stress</i> minimal	:	75.000 psi
<i>Allowable stress</i>	:	17.128
Tebal <i>flange</i>	:	12 in
OD	:	105 in
<i>Flange type</i>	:	<i>Ring Flange Loose Type</i>

6.5. Perancangan Sistem Penyangga Reaktor

Sistem penyangga dirancang agar mampu menyangga beban -reaktor dan beban beban lain yang ditahan oleh penyangga reaktor, yang antara lain meliputi :

- Berat shell reaktor
- Berat tutup atas reaktor
- Berat tutup bawah reaktor
- Berat isi reaktor
- Berat *attachment* (berat pelengkap lain)

a. Menentukan berat reaktor total

Dasar penentuan berat reaktor didasarkan pada data dimensi reaktor, adapun data tersebut antara lain :

- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Tebal silinder (ts) : 2,5000 in = 0,20833 ft
- Tinggi silinder (Ls) : 382,500 in = 31,875 ft
- Diameter dalam silinder (di) : 85,0000 in = 7,08333 ft
- Diameter luar silinder (do) : 90,0000 in = 7,5000 ft
- Tekanan internal reaktor (Pi) : 1.065,7502 psig

1. Menentukan berat reaktor kosong

Bahan konstruksi yang digunakan dalam pembuatan reaktor termasuk bahan steel, berdasarkan tabel 2-118, Perry's Handbook 7th, edition diperoleh densitas *steel* :

$$\begin{aligned} \rho &= \text{Densitas bahan konstruksi} = 489 \text{ lb/ft}^3 \\ W_s &= \frac{\pi}{4} \times (d_o^2 - d_i^2) \times H \times \rho \\ &= (3,14/4) \times (7,5000^2 - 7,0833^2) \times 31,875 \times 489 \\ &= 74.348,7633 \text{ lb} \end{aligned}$$

2. Menentukan berat tutup atas reaktor

Tutup atas berbentuk standard *dished head*

$$\text{Tebal tutup} = t_{ha} = 2,5000 \text{ in} = 0,20833 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup dalam atas}} &= 0,0847 \times d_i^3 \\ &= 0,0847 \times 7,08333^3 \\ &= 30,10203998 \text{ ft}^3 \\ V_{\text{tutup luar atas}} &= 0,0847 \times (d_i + t_{ha})^3 \\ &= 0,0847 \times (7,08333 + 0,2083)^3 \\ &= 32,8370 \text{ ft}^3 \\ V_{\text{dinding tutup atas}} &= V_{\text{tutup luar atas}} - V_{\text{tutup dalam atas}} \\ &= 32,8370 - 30,10203998 \\ &= 2,7349 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berat tutup atas :

$$\begin{aligned} W_{\text{tutup atas}} &= V_{\text{dinding tutup atas}} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 2,7349 \times 489 \\ &= 1.337,3894 \text{ lb} \end{aligned}$$

3. Menentukan berat tutup bawah reaktor

Karean tutub bawah sama dengan tutup atas yang berbentuk standard dished head, maka didapatkan berat tutup bawah yaitu :

$$W_{\text{tutup bawah}} = 1.337,3894 \text{ lb}$$

4. Menentukan berat isi reaktor

- Tube

$$\text{Pipa yang dipakai} = 3 \text{ in Sch 40}$$

Berdasarkan tabel Appendix K. Brownell & Young hal. 387 :

$$d_{i \text{ tube}} = 3,0680 \text{ in} \quad 0,25567 \text{ ft}$$

$$d_{o \text{ tube}} = 3,5000 \text{ in} \quad 0,29167 \text{ ft}$$

$$l_{\text{tube}} = 20 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{tiap tube}} &= \pi / 4 \times (d_o^2 - d_i^2) \times l_{\text{tube}} \times \rho \\ &= (3,14/4) \times (0,2917^2 - 0,2557^2) \times 20,000 \times 489 \\ &= 151,2723 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{total tube}} &= W_{\text{tiap tube}} \times \text{jumlah tube} \\
 &= 151,2723 \times 520 \\
 &= 78.661,6007 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- *Baffle*

$$\text{Tebal baffle} = tb = 2,5000 \text{ in} = 0,20833 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Baffle spacing (B)} &= 4/5 \times \text{IDs} \\
 &= 4/5 \times 85,0000 \\
 &= 68 \text{ in} = 5,66666 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah baffle} &= \frac{\text{Tinggi tube}}{\text{Baffle spacing}} \\
 &= \frac{20}{5,6667} \\
 &= 3,5294 \approx 4
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas dari baffle} &= \frac{\pi}{4} \times (75\% \times \text{IDs})^2 \\
 &= \frac{\pi}{4} \times (75\% \times 7,0833)^2 \\
 &= 22,1548 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume baffle} &= \text{Luas baffle} \times t \\
 &= 22,1548 \times 0,2083 \\
 &= 4,6156 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{baffle}} &= \text{Volume baffle} \times \rho \times \text{Jumlah baffle} \\
 &= 4,6156 \times 489 \times 4 \\
 &= 9.028,0641 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- *Tube sheet*

$$\text{Luas baffle} = 22,1548 \text{ ft}^2$$

$$\text{Tebal} = 2,5000 \text{ in} = 0,20833 \text{ ft}$$

$$\text{Luas baffle} = 75\% \times \text{luas tube sheet}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas tube sheet} &= \frac{\text{Luas baffle}}{75\%} \\
 &= \frac{22,1548}{75\%} = 29,5397 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat tube sheet} &= 2 \times \text{luas tube sheet} \times \text{tebal baffle} \times \rho \\
 &= 2 \times 29,5397 \times 0,2083 \times 489 \\
 &= 6.018,7118 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan berat gas dalam reaktor

$$W_{\text{gas}} = m \times \tau$$

Diketahui :

$$m = 98.643 \text{ Kg/Jam} = 217.468,3578 \text{ lb/Jam}$$

$$\tau = 7,00 \text{ detik} = 0,0019 \text{ Jam}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{gas}} &= m \times \tau \\
 &= 217.468,3578 \times 0,0019 \\
 &= 422,8551 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

6. Menentukan berat air dalam reaktor

$$W_{\text{air}} = m \times \tau$$

Diketahui :

$$m = 1.441.215 \text{ Kg/Jam} = 3.177.333 \text{ lb/Jam}$$

$$\tau = 1,00 \text{ detik} = 0,0003 \text{ Jam}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{air}} &= m \times \tau \\
 &= 3.177.333 \times 0,0003 \\
 &= 882,5926 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

7. Menghitung berat katalis

$$W_k = 67.274,5629 \text{ lb}$$

8. Berat *attachment* (berat pelengkap lain)

Berat *attachment* merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti *nozzle* dan lain sebagainya. Berdasarkan Brownell & Young. hal. 157. diperoleh :

$$\text{Bahwa : } W_a = 18\% \times W_s$$

Dimana :

$$W_a = \text{Berat attachment}$$

$$W_s = \text{Berat silinder reaktor} = 74.348,7633 \text{ lb}$$

Sehingga:

$$W_a = 18\% \times W_s$$

$$W_a = 18\% \times 74.348,7633 = 13.382,7774 \text{ lb}$$

9. Menghitung berat total reaktor

$$\begin{aligned}
 W_T &= W_s + W_{\text{tutup atas}} + W_{\text{tutup bawah}} + W_{\text{total tube}} + W_{\text{baffle}} + W_{\text{tube sheet}} + \\
 &\quad W_{\text{gas}} + W_{\text{air}} + W_{\text{katalis}} + W_a \\
 &= 74.348,7633 + 1.337,3894 + 1.337,3894 + 78.661,6007 \\
 &\quad + 9.028,0641 + 6.018,7118 + 422,8551 + \\
 &\quad 882,5926 + 67.274,5629 + 13.382,7774 \\
 &= 252.694,7068 \quad \text{lb}
 \end{aligned}$$

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan, maka ditentukan faktor keamanan 10% , sehingga berat total reaktor adalah :

$$\begin{aligned}
 W_T &= (100\% + 10\%) \times W_T \\
 &= 110\% \times 252.694,7068 \\
 &= 277.964,1775 \quad \text{lb}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan kolom penyangga

Perencanaan kolom penyangga :

- Menggunakan sistem *lug* dengan 4 buah kolom penyangga (kaki penyangga)
- Menggunakan kolom penyangga jenis I-beam

Dasar perhitungan :

1. Beban tiap kolom penyangga

Sebagai penyangga digunakan sistem *lug* , maka berlaku rumus :

$$P = \frac{4 \times P_w \times (H - L)}{n \times D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 10.76. hal. 197})$$

Dimana :

P = Beban kompresi total maksimum untuk tiap *leg* (lb)

P_w = Total beban permukaan karena angin (lb)

H = Tinggi *vessel* dari pondasi (ft)

L = Jarak antara dasar *vessel* dengan pondasi (ft)

n = Jumlah *support*

D_{bc} = Diameter *bolt circle* (ft)

$\Sigma W = W_T$ = Berat total (lb)

Reaktor konversi etanol diletakkan di luar ruangan sehingga tekanan angin harus diperhitungkan, oleh karena itu berlaku rumus :

$$P_w = 0,0025 \times V_w^2 \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 9.11. hal. 158})$$

Dimana :

$$P_w = \text{Tekanan angin permukaan alat (lb/ft}^2\text{)}$$

$$V_w = \text{Kecepatan angin} = 100 \text{ mph}$$

Maka :

$$\begin{aligned} P_w &= 0,0025 \times V_w^2 \\ &= 0,0025 \times 100^2 \\ &= 25 \text{ lb/ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Diketahui tinggi bejana total } 428,4522 \text{ in} = 35,7044 \text{ ft}$$

Direncanakan :

$$\text{Jumlah penyangga} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Jarak antara dasar vessel dengan pondasi} = 5 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi vessel dari pondasi :

$$\begin{aligned} H - L &= \text{Tinggi bejana total} \\ H - L &= 35,7044 \text{ ft} \\ H &= 35,7044 \text{ ft} + 5 \text{ ft} \\ &= 40,7044 \text{ ft} \\ &= 488,4522 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} P &= \frac{4 \times P_w \times (H - L)}{n \times D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n} \\ &= \frac{4 \times 25 \times (40,7044 - 5)}{4 \times 8,2771} + \frac{277.964,1775}{4} \\ &= 69.598,8854 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menentukan panjang penyangga / leg (L):

$$\begin{aligned} \text{Panjang penyangga} &= 0,5 \times (H + L) \\ &= 0,5 \times (40,7044 + 5) \\ &= 22,8522 \text{ ft} \\ &= 274,2261 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Jadi tinggi penyangga / Leg (L) ditetapkan } 22,8522 \text{ ft} = 274,2261 \text{ in}$$

2. Trial ukuran I beam

Pemilihan ukuran I beam dilakukan dengan mencoba ukuran I beam, *trial* I beam 10 in dengan ukuran $10 \times 4 \frac{5}{8}$, cara pemasangan dengan beban eksentrik (terhadap sumbu).

Berdasarkan Appendix G, Brownell & Young. hal. 355, didapatkan data :

<i>Width of flange</i> (b)	=	4,9440	in
<i>Depth of beam</i> (h)	=	10	in
<i>Area of section</i> (Ay)	=	10,2200	in ²
<i>Weight per foot</i>	=	35,0000	lb
<i>Axis</i> (r ₁₋₁)	=	3,7800	in
<i>Axis</i> (I ₁₋₁)	=	145,800	in ⁴

Maka :

$$L/r = \frac{274,2261}{3,7800}$$

$$= 72,5466$$

Karena nilai L/r berada diantara 61 sampai 200, maka :

$$f_c = \frac{18.000}{1 + \left(\frac{(L/r)^2}{18.000} \right)}$$

(Brownell & Young. pers. 4.21. hal. 194)

$$= \frac{18.000}{1 + \left(\frac{72,5466^2}{18.000} \right)}$$

$$= 13.927,6918 \text{ lb/in}^2$$

$$f_{c \text{ aman}} = f_c - f_{c \text{ eksentrik}}$$

$$= f_c - \left(\frac{P \times (1,5 + 0,5 \cdot b)}{I_{1-1} / (0,5 \cdot b)} \right)$$

$$= 13.927,6918 - \left(\frac{69.598,8854 \times [1,5 + 0,5 \times 4,9440]}{145,800 / [0,5 \times 4,9440]} \right)$$

$$= 9.240,6107 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas (A) yang dibutuhkan} &= \frac{P}{f_c \text{ aman}} && (\text{Brownell \& Young, pers. 2.2. hal. 201}) \\
 &= \frac{69.598,8854}{9.240,6107} \\
 &= 7,5318 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Berdasarkan pada harga A yang dibutuhkan < dari A yang tersedia, maka I beam dengan ukuran 10 in, 10 × 4 ⁵/₈, telah memenuhi dan memadai.

Kesimpulan I beam :

- Ukuran : 10 in, 10 × 4 ⁵/₈
- Berat : 35,0000 lb
- Peletakan : Dengan beban eksentrik

6.6. Perancangan *Base plate*

Direncanakan :

- Bahan *base plate* = *concrete* (beton), maka :
fbp = 600 lb/in² &&& (H.C. Hesse. tabel 7.7. hal. 162)

a. Menentukan Luas *Base Plate*

$$\text{Abp} = \frac{P}{\text{fbp}} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 4.21. hal. 194})$$

Dimana :

Abp = luas *base plate* (in²)

P = beban tiap *base plate*

fbp = *stress* yang diterima oleh tiap pondasi (600 lb/in²)

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Abp} &= \frac{P}{\text{fbp}} \\
 &= \frac{69.598,8854}{600} \\
 &= 115,9981 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

b. Menentukan panjang dan lebar *base plate*

$$Abp = l \times p$$

Dimana :

$$l = \text{lebar } base \text{ plate} = 2 \cdot n + 0,80 \cdot b$$

$$p = \text{panjang } base \text{ plate} = 2 \cdot m + 0,95 \cdot h$$

Dengan I beam berukuran 10 in, $10 \times 4 \frac{5}{8}$ diperoleh :

$$h = 10 \quad \text{in}$$

$$b = 4,9440 \quad \text{in}$$

Berdasarkan H.C. Hesse, hal 163. diasumsikan $m = n$, maka :

$$Abp = l \times p$$

$$115,9981 = (2 \cdot n + 0,80 \cdot b) \times (2 \cdot m + 0,95 \cdot h)$$

$$115,9981 = (2 \cdot m + (0,8000 \times 4,9440)) \times (2 \cdot m + (1 \times 10))$$

$$115,9981 = (2 \cdot m + 3,9552) \times (2 \cdot m + 9,5)$$

$$115,9981 = 4 \cdot m^2 + 26,9104 m + 37,5744$$

$$0 = 4 \cdot m^2 + 26,9104 m - 78,4237$$

Dengan menggunakan rumus ABC diperoleh :

$$m_{1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2 \times a}$$

$$= \frac{-26,9104 \pm \sqrt{26,9104^2 - [4 \times 4 \times (-78,4237)]}}{2 \times 4}$$

$$m_1 = 2,1969 \quad \text{in} \quad m_2 = -8,9245 \quad \text{in}$$

$$\text{Diambil harga } m \text{ positif} = 2,1969 \quad \text{in}$$

Karena $m = n$, maka :

$$\begin{aligned} \text{Lebar } base \text{ plate (l)} &= 2 \cdot n + 0,80 \cdot b \\ &= 2 \times 2,1969 + 0,80 \times 4,9440 \\ &= 8,3489 \quad \text{in} \approx 9 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang } base \text{ plate (p)} &= 2 \cdot m + 0,95 \cdot h \\ &= 2 \times 2,1969 + 0,95 \times 10 \\ &= 13,8937 \quad \text{in} \approx 14 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, diperoleh panjang *base plate* sebesar 14 in dan lebar *base plate* sebesar 9 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah 14×9 in dengan luas $A = 126 \text{ in}^2$

Karena $A = p \times l > A = \frac{P}{fbp}$, maka nilai A memenuhi.

c. Peninjauan terhadap *bearing capacity*

Rumus :

$$f = \frac{P}{A}$$

Dimana :

$$f = \text{bearing capacity (lb/in}^2\text{)}$$

$$P = \text{beban dari tiap base plate} = 69.598,8854 \text{ lb}$$

$$A = \text{luas beban base plate} = 126 \text{ in}^2$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} f &= \frac{P}{A} \\ &= \frac{69.598,8854}{126} \\ &= 552,3721 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Kesimpulan :

Base plate dengan ukuran 14×9 in, ini dapat digunakan dengan aman karena beban yang harus ditahan $552,3721 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2$ (harga *stress maximum* beton)

d. Peninjauan terhadap m dan n

- panjang *base plate* (p)

$$p = 2 \cdot m + 0,95 \cdot h$$

$$14 = 2 \times m + 0,95 \times 10$$

$$m = 2,2500 \text{ in}$$

- lebar *base plate* (l)

$$l = 2 \cdot n + 0,80 \cdot b$$

$$9 = 2 \times n + 0,80 \times 4,9440$$

$$n = 2,5224 \text{ in}$$

Berdasarkan peninjauan dari nilai m dan n di atas, maka dipilih nilai n sebagai nilai yang mengontrol pemilihan tebal base plate dikarenakan nilai $n > m$.

e. Menentukan tebal *base plate*

$$tbp = \sqrt{1,5 \cdot 10^{-4} \times p \times n^2}$$

(H.C. Hesse.pers. 7.12. hal 163)

Dimana :

tbp = tebal *base plate*p = *actual unit pressure* yang terjadi pada *base plate* = 552,3721 lb/in²

n = 2,5224 in

$$\begin{aligned} tbp &= \sqrt{1,5 \cdot 10^{-4} \times p \times n^2} \\ &= \sqrt{1,50E-04 \times 552,3721 \times 2,5224^2} \\ &= 0,7261 \text{ in} \approx \frac{3}{4} \text{ in} \end{aligned}$$

f. Menentukan Ukuran Baut

Diketahui :

Beban baut (P) = 69.598,8854 lb

Jumlah baut (n) = 6 buah

Maka beban tiap baut (P_{baut}) adalah :

$$\begin{aligned} P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n} \\ &= \frac{69.598,8854}{6} \\ &= 11.599,8142 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Menentukan luas baut

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}}$$

Dimana :

 A_{baut} = luas baut P_{baut} = beban tiap baut = 11.599,8142 lbBahan baut = *Low Alloy Steel SA - 193 grade B7a**Allowable stress* baut (f_{baut}) = 20.000 lb/in²

Sehingga :

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{11.599,8142}{20.000} \\
 &= 0,5800 \text{ in}^2 \\
 A_{\text{baut}} &= \frac{\pi}{4} \times d_{\text{baut}}^2 \\
 0,5800 &= 0,7850 \times d_{\text{baut}}^2 \\
 d_{\text{baut}}^2 &= 0,73884 \\
 d_{\text{baut}} &= 0,8596 \text{ in} \approx \frac{7}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 10.4. hal. 188, Brownell & Young diperoleh data untuk ukuran baut $\frac{7}{8}$ in, memiliki dimensi baut sebagai berikut :

- *Bolt size* : 7/8 in
- *Root area* : 0,4190 in²
- *Min. bolt spacing (B_s)* : 2 1/16 in
- *Min. radial distance (R)* : 1 1/4 in
- *Edge distance (E)* : 15/16 in
- *Nut dimension* : 1 7/16 in
- *Max. Fillet radius (r)* : 3/8 in

6.7. Perancangan *Lug* dan *Gusset*

Perencanaan :

- 2 buah *plate* horizontal (untuk *lug*)
- 2 *plate* vertikal (untuk *gusset*)

Berdasarkan fig. 10.6. hal. 191. Brownell & Young, diperoleh :

1. Lebar *lug*

$$\begin{aligned}
 A &= \text{lebar } \textit{lug} = \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\
 &= \frac{7}{8} + 9 \\
 &= 9 \frac{7}{8} \text{ in} \\
 &= 9,8750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 B &= \text{jarak antar } \textit{gusset} = \text{Ukuran baut} + 8 \text{ in} \\
 &= \frac{7}{8} + 8 \\
 &= 8 \frac{7}{8} \text{ in} \\
 &= 8,8750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

2. Lebar *gusset*

$$\text{lebar kolom} = b_{\text{beam}} = 4,9440 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} L &= \text{Lebar } gusset = 2 \times (\text{lebar kolom} - 0,5 \text{ ukuran baut}) \\ &= 2 \times (4,9440 - (0,5 \times 7/8)) \\ &= 9,0130 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar } lug \text{ atas (a)} &= 0,5 \times (L + \text{ukuran baut}) \\ &= 0,5 \times (9,013 + 7/8) \\ &= 4,9440 \text{ in} \end{aligned}$$

3. Menentukan tebal *lug*

$$\begin{aligned} \text{Perbandingan B/L} &= \frac{8,8750}{4,9440} \\ &= 1,80 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 10.6. hal. 192. Brownell & Young, didapatkan :

$$\gamma_1 = 0,0730$$

- Menentukan *axis* maksimum *bending moment* sepanjang sumbu radial.

$$\begin{aligned} e &= 0,5 \times \text{nut dimension} \\ &= 0,5 \times 1 \frac{7}{16} \\ &= 0,7188 \end{aligned}$$

Berdasarkan pers. 10.40. hal. 192. Brownell & Young, didapatkan :

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[(1 + \mu) \cdot \ln \cdot \frac{2L}{\pi e} + (1 - \gamma_1) \right]$$

(Brownell & Young. pers. 10.40. hal. 192)

Dimana :

$$P = \text{beban tiap baut} = 11.599,8142 \text{ lb}$$

$$\mu = \text{poisson ratio} = 0,3 \text{ untuk steel}$$

$$L = \text{panjang horizontal } plate \text{ bawah} = 9,0130 \text{ in}$$

$$e = \text{nut dimension} = 1 \frac{7}{16} \text{ in}$$

$$\gamma_1 = 0,0730$$

Sehingga :

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[(1 + \mu) \cdot \ln \cdot \frac{2L}{\pi e} + (1 - \gamma_1) \right]$$

$$M_y = \frac{11.599,8142}{4 \times \pi} \times \left(\begin{array}{l} (1 + 0,3) \times \ln \frac{2 \ 9,0130}{\pi \ 1 \ 7/16} + \\ (1 - 0,0730) \end{array} \right)$$

$$M_y = 2.518,6124 \text{ lb}$$

Nilai M_y yang didapatkan kemudian disubstitusikan ke dalam pers. 10.41. hal.193. Brownell & Young sehingga diperoleh :

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f}} \quad (\text{Brownell \& Young. pers. 10.41. hal. 193})$$

Dimana :

thp = tebal horizontal *plate*

bahan = *Low Alloy Steel SA - 193 grade B7a*

f = *Allowable stress* bahan = 20.000 lb/in²

$$\begin{aligned} thp &= \sqrt{\frac{6 \times 2.518,6124}{20.000}} \\ &= 0,8692 \text{ in} \approx \frac{7}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

4. Menentukan tebal *gusset*

Berdasarkan fig. 10.6, hal. 191. Brownell & Young, diperoleh :

$$\begin{aligned} t_{gusset \text{ min}} &= \frac{3}{8} \times thp \\ &= \frac{3}{8} \times 0,8692 \\ &= 0,32597 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Menentukan tinggi *gusset*

$$\begin{aligned} H_{gusset} &= A + \text{ukuran baut} \\ &= 9,8750 + 7/8 \\ &= 10,7500 \text{ in} \end{aligned}$$

6. Menentukan tinggi *lug*

$$\begin{aligned} H_{lug} &= H_{gusset} + 2_{thp} \\ &= 10,7500 + (2 \times 0,8692) \\ &= 12,4885 \text{ in} \end{aligned}$$

Kesimpulan dimensi *lug* dan *gusset* :

- *Lug*
 - Lebar : 9,8750 in
 - Tebal : 0,8692 in
 - Tinggi : 12,4885 in
- *Gusset*
 - Lebar : 9,0130 in
 - Tebal : 0,32597 in
 - Tinggi : 10,7500 in

6.8. Perancangan Pondasi

Beban yang harus ditahan pondasi :

- Berat reaktor total
- Berat kolom penyangga
- Berat *base plate*

Ditentukan :

- Masing-masing kolom penyangga diberi pondasi
- Spesifikasi pondasi didasarkan atas berat beban setiap kolom penyangga pada sistem pondasi
- Spesifikasi untuk semua penyangga sama

Diketahui :

- Beban yang harus ditahan oleh setiap kolom penyang = 277.964,1775 lb

a. Menentukan beban *base plate*

$$W_{bp} = p \times l \times t \times \rho$$

Dimana :

$$W_{bp} = \text{beban } \textit{base plate}$$

$$p = \text{panjang } \textit{base plate} = 14 \text{ in} = 1,16667 \text{ ft}$$

$$l = \text{lebar } \textit{base plate} = 9 \text{ in} = 0,75 \text{ ft}$$

$$t = \text{tebal } \textit{base plate} = 0,7261 \text{ in} = 0,06051 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas bahan konstruksi} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= p \times l \times t \times \rho \\ &= 1,16667 \times 0,75 \times 0,06051 \times 489 \\ &= 25,8888 \text{ lb} \end{aligned}$$

b. Menentukan beban penyangga

Persamaan yang digunakan :

$$W_p = l \times A \times \rho \times f$$

Dimana :

$$W_p = \text{beban kolom (lb)}$$

$$l = \text{tinggi kolom} = 274,2261 \text{ in} = 22,8522 \text{ ft}$$

$$A = \text{luas kolom I beam} = 7,5318 \text{ in}^2 = 0,0523 \text{ ft}^2$$

$$\rho = \text{densitas bahan konstruksi} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$f = \text{faktor korosi} = 3,4$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} W_p &= l \times A \times \rho \times f \\ &= 22,8522 \times 0,0523 \times 489 \times 3,4 \\ &= 1.987,2589 \text{ lb} \end{aligned}$$

c. Menentukan berat total

$$\begin{aligned} W &= W_T + W_{bp} + W_p \\ &= 277.964,1775 + 25,8888 + 1.987,2589 \\ &= 279.977,3251 \text{ lb} \end{aligned}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap gaya vertikal berat total kolom, sedangkan bidang kerja dianggap bujur sangkar dengan perencanaan ukuran sebagai berikut :

- luas tanah untuk pondasi = luas pondasi atas
= $40 \times 40 = 1600 \text{ in}^2$
- luas tanah untuk dasar pondasi = luas pondasi bawah
= $60 \times 60 = 3600 \text{ in}^2$
- Tinggi pondasi = 40 in

- Maka luas permukaan rata-rata (A) :

$$A = \left(\left(\frac{40 + 60}{2} \right) \times \left(\frac{40 + 60}{2} \right) \right)$$

$$= 2500 \text{ in}^2 = 17,3611 \text{ ft}^2$$

- Volume pondasi

$$V_{\text{pondasi}} = A \times t$$

$$= 2500 \times 40$$

$$= 100.000 \text{ in}^3 = 57,8704 \text{ ft}^3$$

- Berat pondasi didapatkan (W_{pondasi}) :

$$W_{\text{pondasi}} = V \times \rho$$

Dimana :

$$W_{\text{pondasi}} = \text{berat pondasi (lb)}$$

$$V = \text{volume pondasi (ft}^3\text{)}$$

$$\rho = \text{densitas pondasi gravel} = 126 \text{ lb/ft}^3$$

Sehingga :

$$W_{\text{pondasi}} = V \times \rho$$

$$= 57,8704 \times 126$$

$$= 7.291,6704 \text{ lb}$$

- Tekanan tanah

Asumsi :

Tanah atas pondasi berupa *cement sand & gravel* dengan minimum *safe bearing power* = 5 ton/ft³ dan maksimum *safe bearing power* = 10 ton/ft³.

(H.C. Hesse.tabels. 12.2. hal. 327)

Kemampuan tekanan menahan tekanan :

$$P = \frac{10 \text{ ton}}{\text{ft}^2} \times \frac{2240 \text{ lb}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

$$= 155,5556 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P) :

$$P = \frac{W_{\text{pondasi}} + W_{\text{total}}}{A}$$

$$= \frac{7.291,6704 + 279.977,3251}{2.500}$$

$$= 114,9076 \text{ lb/in}^2 < 155,5556 \text{ lb/in}^2 \quad (\text{pondasi memenuh})$$

Kesimpulan Spesifikasi reaktor

- Nama Alat** : Reaktor Konversi Etanol
- Kode Alat** : R-110
- Type** : *Fixed Bed Multitubular Reactor*
- Fungsi** : Mereaksikan serta mengkonversi *syngas* menjadi etanol dan *higher mixed alcohols*.
- Bentuk** : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*.
- Prinsip Kerja** : Reaktor Konversi Etanol ini berupa bejana tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head* yang dilengkapi dengan *tube*, serta berdiri pada *support* dan pondasi beton. Reaktor konversi etanol ini merupakan reaktor jenis *plug flow* dimana pemilihan jenis reaktor ini didasarkan pada kondisi *feed* yang masuk yaitu berupa gas. Alasan lain pemilihan jenis reaktor *plug flow* adalah untuk mempermudah dan mempercepat kontak reaksi serta jika ditinjau dari aliran *feed* yang masuk reaktor tidak mengalami pencampuran akan tetapi akan langsung bereaksi tanpa ada kesempatan terkontaminasi dengan bahan lain.
- Feed* masuk ke dalam reaktor melalui bagian bawah reaktor, dan kemudian akan masuk ke dalam *tube* yang ada dalam reaktor untuk direaksikan dengan bantuan katalis yang ada di dalam *tube*. Sedangkan media pendingin yang berupa air dialirkan kedalam *shell* melalui bagian samping untuk menjaga suhu dalam reaktor tetap konstan selama proses reaksi. Produk hasil reaksi akan dikeluarkan melalui bagian atas reaktor setelah waktu reaksi telah tercapai. Dalam mengontrol kondisi operasi agar tetap konstan digunakan instrumentasi penunjang yang meliputi *temperature control* dan *pressure control*.

Spesifikasi Reaktor Konversi Etanol :**1. Bagian Silinder**

- Diameter luar : 90,0000 in
- Diameter dalam : 85,0000 in
- Tinggi silinder : 382,5000 in
- Tebal silinder : 2 1/2 in
- Tinggi reaktor : 428,4522 in
- Jumlah *tube* : 520 buah
- Panjang *tube* : 20 ft
- Diameter dalam *tube* : 3,0680 in
- Diameter luar *tube* : 3,5000 in
- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

2. Bagian Tutup Atas dan Tutup Bawah

- *Crown radius* : 84 in
- Tinggi tutup : 22,9761 in
- Tebal tutup : 2 1/2 in
- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

3. Nozzle**a. Nozzle untuk pemasukan bahan baku *syngas***

- Ukuran : 24 in Sch 40
- OD : 24,0000 in
- ID : 22,6260 in

b. Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin

- Ukuran : 24 in Sch 40
- OD : 24,0000 in
- ID : 22,6260 in

c. Nozzle untuk pengeluaran produk *mixed alcohols*

- Ukuran : 18 in Sch 40
- OD : 18,0000 in
- ID : 16,8760 in

d. *Nozzle* untuk pemasangan *pressure* dan *temperature control*

- D_{nominal} : 1 in Sch 40 ST 40S
- OD : 1,3150 in
- ID : 1,0490 in

4. *Gasket*

- Diameter *gasket* : 91,3750 in
- Tebal *gasket* : 2 1/2 in
- Lebar *gasket* : 1,3750 in
- *Gasket factor* : 6,5
- *Min design seating stress* : 26.000 psi
- Bahan konstruksi : *Solid Flate metal, stainless steel*

5. *Bolting*

- *Bolting size* : 3 in
- *Bolting spacing* : 6 1/4 in
- *Root area* : 5,6210 in²
- Diameter *bolt circle* : 99,3250 in
- *Tensile stress minimum* : 55.000 psi
- *Allowable stress* : 20.000
- Jumlah baut : 28 buah
- Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA - 193 grade B7a*

6. *Flange*

- Diameter luar : 105,0750 in
- Tebal *flange* : 12 in
- *Flange type* : *Ring Flange Loose Type*
- *Tensile stress minimum* : 75.000 psi
- *Allowable stress* : 17.128
- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

7. Bagian Sistem Penyangga

a. Bagian Leg

- Jenis	: I beam	
- Jumlah	: 4	Buah
- Tinggi	: 274,2261	in
- <i>Nominal size</i>	: 10	in = $10 \times 4 \frac{5}{8}$
- <i>weight per foot</i>	: 35,0000	lb
- <i>Area of section</i>	: 10,2200	in ²
- <i>Width of flange</i>	: 4,9440	in
- <i>Depth of beam</i>	: 10	in
- <i>Axis (r)</i>	: 3,7800	in

b. Bagian Lug dan Gusset

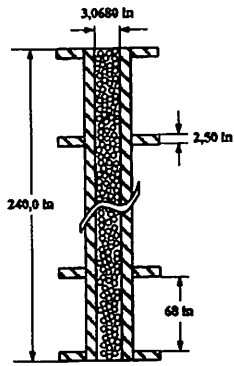
- <i>Lug</i>		
Lebar	: 9,8750	in
Tebal	: 0,8692	in
Tinggi	: 12,4885	in
- <i>Gusset</i>		
Lebar	: 9,0130	in
Tebal	: 0,3260	in
Tinggi	: 10,7500	in

c. Base plate

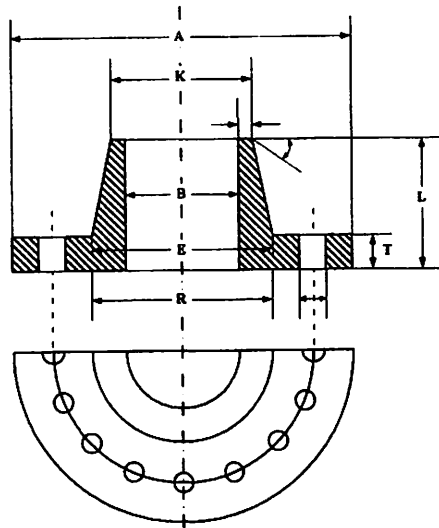
Panjang	: 14	in
Lebar	: 9	in
Tebal	: 3/4	in
Luas	: 115,9981	in ²
<i>Bolt size</i>	: 7/8	in
<i>Root area</i>	: 0,4190	in ²
<i>Min. radial distance (R) :</i>	: 1 1/4	in
<i>Edge distance (E)</i>	: 15/16	in
<i>Nut dimension</i>	: 1 7/16	in
<i>Max. Fillet radius (r)</i>	: 3/8	in

8. Bagian Pondasi

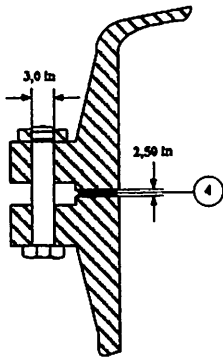
- Luas pondasi atas : 1600 in²
- Luas pondasi bawah : 3600 in²
- Tinggi pondasi : 40 in
- Bahan konstruksi : *Cement sand and gravel*



DETAIL TUBE

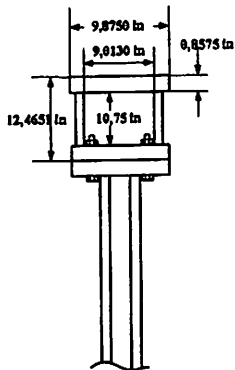


DETAIL NOZZLE



DETAIL FLANGE DAN BOLTING

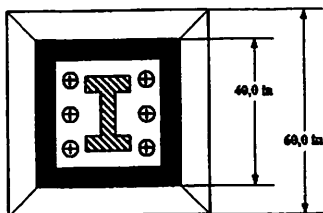
NOZZLE	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	24	32	1 7/8	27 1/4	26 1/8	24	6	23,25
B	24	32	1 7/8	27 1/4	26 1/8	24	6	23,25
C	24	32	1 7/8	27 1/4	26 1/8	24	6	23,25
D	18	25	1 9/16	21	19 7/8	18	5 1/2	17,25
E	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05
F	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05



TAMPAK DEPAN

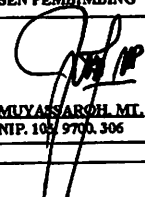
17	PONDASI	CEMENT, SAND AND GRAVEL
16	BASE PLATE	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
15	NOZZLE BAHAN BAKU	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
14	TUTUP BAWAH	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
13	NOZZLE COOLANT OUTLET	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
12	PENYANGGA	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
11	LUG AND GUSSET	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
10	BAFFLE	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
9	TUBE	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
8	NOZZLE COOLANT INLET	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
7	TUBE SHEET	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
6	SHELL	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
5	BOLTING	LOW ALLOY STEEL SA - 190 GRADE B7a
4	GASKET	SOLID FLATE METAL, STAINLESS STEEL
3	FLANGE	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
2	TUTUP ATAS	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
1	NOZZLE PRODUK	HIGH ALLOY STEEL SA - 240 GRADE M TYPE 316
No	NAMA BAGIAN	BAHAN KONSTRUKSI

N GUSSET



TAMPAK DEPAN

LATE DAN PONDASI

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG	
PERANCANGAN ALAT UTAMA FIXED BED MULTI TUBULAR REACTOR	
DIRANCANG OLEH :	DISETUJUI OLEH : DOSEN PEMBIMBING
YUNIAR RIZOI HARDIANGO NIM. 07. 14. 010	 Ir. MUYASSAROH MT. NIP. 104 9700 306

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Demi mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan maka diperlukan adanya suatu alat kontrol terhadap jalannya suatu proses pada suatu industri. Selain penggunaan alat kontrol, peranan sumber daya manusia sangat penting dalam menentukan hasil suatu produksi. Berdasarkan pertimbangan tersebut maka perlu adanya suatu bagian yang berfungsi sebagai instrumen untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam pengendalian proses suatu industri. Pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar-benar harus diperhatikan secara cermat dan akurat. Instrumentasi adalah suatu alat yang berfungsi untuk menunjukkan (*indicator*), mengendalikan (*controller*) maupun mengamankan (*safety*) peralatan produksi. Pada industri kimia banyak terdapat variabel-variabel yang perlu diukur dan dikontrol sesuai dengan ketetapan proses.

Instrumentasi digunakan untuk mengatur dan mengendalikan variabel-variabel proses yang selama proses berlangsung. Instrumentasi dapat bekerja baik secara manual, semi otomatis maupun secara otomatis. Variabel-variabel yang dikendalikan umumnya adalah tekanan, temperatur, laju air, ratio laju alir dan tinggi permukaan cairan. Penggunaan perangkat instrumentasi umumnya bertujuan untuk mendapatkan hasil dengan kualitas dan kuantitas produksi semaksimal mungkin, disamping itu juga dapat mengurangi kebutuhan tenaga kerja.

Dalam Pra Rencana Pabrik Etanol dari *Syngas* ini, instrumentasi yang digunakan mencakup jenis instrumentasi yang bekerja secara otomatis baik dalam mengontrol maupun menunjukkan dimana penggunaannya akan tergantung dari jenis peralatan dan pertimbangan dari segi faktor ekonomi. Adapun tujuan dari pemasangan alat instrumentasi tersebut secara spesifik adalah sebagai berikut :

1. Untuk menjaga keamanan operasi suatu proses, dengan jalan :
 - Menjaga variabel-variabel proses berada dalam batas operasi yang aman.
 - Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutuskan hubungan secara otomatis.
2. Untuk mendapatkan rate atau laju produksi yang diinginkan sesuai dengan batasan-batasan yang telah direncanakan.

3. Untuk menjaga kualitas produksi baik saat proses maupun hasil proses produksi.
4. Untuk membantu mempermudah pengoperasian alat.
5. Keselamatan dan efisiensi kerja lebih terjamin.

Dalam mendapatkan kondisi sebaik mungkin maka diperlukan pertimbangan khusus dalam memilih instrumentasi yang digunakan pada peralatan proses, adapun faktor-faktor yang harus diperhatikan dan dipertimbangkan dalam pemeliharaan instrumentasi adalah :

- Jenis instrumentasi yang akan digunakan.
- Range yang diperhatikan untuk pengukuran harus sesuai dengan keadaan proses.
- Ketelitian yang diperlukan untuk mengendalikan maupun mengukur keadaan.
- Bahan konstruksi serta pengaruh instrumentasi terhadap kondisi operasi.
- Faktor ekonomi atau keadaan keuangan perusahaan sebagai pertimbangan harga yang harus dipilih.

Pada proses produksi suatu industri terdapat dua jenis instrumentasi yang umum digunakan, adapun instrumentasi tersebut antara lain adalah :

- Indikator : Alat yang digunakan untuk menunjukkan kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.
- Controller : Alat yang dapat digunakan untuk menunjukkan kondisi operasi dan mengendalikannya sehingga sesuai dengan yang direncanakan.

Instrumentasi berupa *indicator* yang digunakan dalam pabrik ini antara lain :

1. *Pressure Indicator* (PI) : Alat yang berfungsi sebagai penunjuk tekanan pada alat yang beroperasi.
2. *Level Indicator* (LI) : Alat yang berfungsi sebagai penunjuk ketinggian *liquida* yang ada dalam alat yang beroperasi.

Instrumentasi berupa *controller* yang digunakan dalam pabrik ini, antara lain:

1. *Pressure Control* (PC) : Merupakan alat yang berfungsi sebagai penunjuk sekaligus pengontrol tekanan dari alat yang sedang beroperasi.
2. *Temperature Control* (TC) : Merupakan alat yang berfungsi sebagai penunjuk sekaligus pengontrol suhu dari alat yang sedang beroperasi.
3. *Flow Control* (FC) : Merupakan alat yang berfungsi sebagai penunjuk sekaligus pengontrol laju alir bahan yang akan masuk kedalam alat untuk di proses sehingga aliran bahan yang masuk kedalam alat tetap konstan.

4. *Flow Ratio Control (FRC)* : Merupakan alat yang berfungsi sebagai penunjuk sekaligus pengontrol ratio dari laju alir bahan yang akan masuk kedalam alat sehingga perbandingan antara laju alir bahan yang akan dikembalikan kedalam alat dan yang akan dilanjutkan untuk proses berikutnya tetap konstan dan sesuai dengan rencana.

Pemasangan instrumentasi pada alat-alat proses yang terdapat pada Pabrik Etanol dari Syngas dapat dilihat pada table berikut ini :

Tabel 7.1.1. Pemasangan instrumentasi pada pabrik etanol dari syngas.

No	Kode Alat	Nama Alat	Instrumentasi	Jumlah
1	F-111	<i>Storage Syngas</i>	PI	1
2	E-112	<i>Heater</i>	TC	1
3	R-110	<i>Reaktor Konversi Etanol</i>	PC, TC	1
4	E-122A,B,C	<i>Cooler</i>	TC	1
5	F-125	<i>Storage Carbon Dioxide</i>	LI	1
6	E-126A,B	<i>Heater</i>	TC	1
7	L-124C	Pompa	FC	1
8	E-127	<i>Condensor Distillation I</i>	TC	1
9	F-128	Akumulator Distilasi I	FRC	1
10	E-129	<i>Reboiler Distillation I</i>	TC	1
11	L-131A	Pompa	FC	1
12	E-132	<i>Condensor Distillation II</i>	TC	1
13	F-133	Akumulator Distilasi II	FRC	1
14	E-134	<i>Cooler</i>	TC	1
15	F-135	<i>Storage Methanol</i>	LI	1
16	E-136	<i>Reboiler Distillation II</i>	TC	1
17	E-137	<i>Cooler</i>	TC	1
18	F-138	<i>Storage Ethanol</i>	LI	1

7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja pada suatu pabrik harus mendapatkan perhatian yang cukup besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan manusia, keselamatan kerja dan kelancaran kerja. Memperhatikan keselamatan kerja dengan baik dan teratur, secara psikologi akan membuat para pekerja merasa aman sehingga konsentrasi para pekerja pada pekerjaan yang ditanganinya akan meningkat, dengan demikian produktivitas dan efisiensi kerja akan meningkat pula.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata-mata ditujukan pada faktor keselamatan manusia dalam hal ini para pekerja atau karyawan, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Terpeliharanya peralatan dengan baik akan dapat mendatangkan keuntungan lebih karena dengan terpeliharanya peralatan produksi maka peralatan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama. Usaha dalam wujudkan program keselamatan kerja dapat dilakukan dengan mengadakan penyuluhan atau sosialisasi maupun pelatihan akan pentingnya penerapan K₃ di dalam industri khususnya Pabrik Etanol dari Syngas ini ini.

Secara umum bahaya yang ada dalam dapat digolongkan dalam 4 macam bahaya yang umumnya terjadi dalam pabrik, adapun bahaya yang harus diperhatikan, antara lain yaitu :

- Bahaya kebakaran dan ledakan
- Bahaya mekanik
- Bahaya kesehatan
- Bahaya listrik

7.2.1. Bahaya kebakaran dan ledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan ledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan adanya kecelakaan yang membahayakan pekerja, kerusakan pada peralatan serta terhentinya proses produksi, oleh sebab itu diperlukan pengaman yang sebaik-baiknya terhadap segala hal yang dapat terpengaruh akibat bahaya kebakaran dan ledakan. Adapun beberapa penyebab terjadi kebakaran antara lain :

- a. Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari utilitas, *workshop*, laboratorium dan unit proses lainnya.
- b. Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak serta pada alat lainnya.
- c. Kemungkinan terjadi ledakan pada tangki penyimpanan bahan baku karena adanya kenaikan suhu dan tekanan.
- d. Gangguan pada peralatan utilitas seperti *combustion* dan *chamber boiler*.

Cara-cara yang dapat digunakan dalam mengatasi bahaya kebakaran dan ledakan, antara lain :

1. Pencegahan bahaya kebakaran dan ledakan :
 - a. Penempatan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari *power plant* tetapi praktis dari unit proses.
 - b. Bangunan seperti *workshop*, laboratorium dan kantor sebaiknya diletakkan sejauh mungkin dari unit proses.
 - c. Pemasangan instrumen pendeteksi (aliran, temperatur, tekanan) apabila terdapat kebocoran disekitar ruangan proses.
 - d. Bila terpaksa, antara unit yang satu dengan yang lainnya harus dipisahkan dengan dinding beton agar dapat menghindari pengaruh kebakaran dari unit yang satu dengan unit yang lain.
 - e. Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh panel transmisi yang ada.
 - f. Diberi tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok.
 - g. Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak ditempat yang tertutup dan jauh dari sumber api.
 - h. Penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik.
 - i. Menyiagakan setiap saat unit pemadam kebakaran yang dilengkapi alat-alat penanggulangan bahaya kebakaran dan ledakan yang lengkap.
 - j. Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat panas.
 - k. Pemasangan alat pemadam kebakaran disetiap bagian pabrik atau tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau.

2. Pengamatan dan pengontrolan kebakaran

Pengamanan dan pengontrolan terhadap kebakaran yaitu apabila terjadi kebakaran, api harus segera diisolir dan diusahakan dapat diketahui kemungkinan apa saja yang akan terjadi dan bagaimana cara mengatasinya. Jika dirasa kebakaran tidak dapat diatasi sendiri oleh pabrik, maka segera hubungi unit pemadam kebakaran setempat. Sebelum memakai alat-alat pemadam kebakaran harus diketahui jenis-jenis api berdasarkan kelasnya, adapun jenis api dapat dibedakan atas :

a. Kelas A

Api yang ditimbulkan oleh barang-barang yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat di dalam pabrik. Penanganan untuk jenis api ini diperlukan pembahasan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

b. Kelas B

Api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar seperti residu dan bahan bakar. Penanganan untuk api jenis ini dapat dengan cara memberikan penutup atau pembungkus bahan-bahan tersebut.

c. Kelas C

Api dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Penanganan api jenis ini yaitu pemadaman alat harus dilakukan saat alat tidak mengandung listrik

d. Kelas D

Api yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal ini diperlukan jenis pengamatan tertentu.

Adapun media atau zat-zat yang dapat digunakan untuk jenis-jenis api di atas antara lain sebagai berikut :

- Dry Chemical Extinguished untuk jenis api kelas A,B,C dan D
- Soda Extinguished untuk jenis api kelas A, C dan D

7.2.2. Bahaya mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi standar yang ditetapkan, sehingga dapat mempengaruhi kenyamanan serta keamanan para pekerja dalam melaksanakan tugasnya. Bentuk kerusakan yang umum adalah karena panas dan ledakan. Kejadian ini selain mengakibatkan kerugian material juga dapat mengakibatkan cacat atau meninggalnya pekerja. Secara umum tindakan pencegahan yang dilakukan untuk menghindari bahaya mekanik antara lain adalah sebagai berikut :

- Perencanaan tangki dan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai serta pemberian alat pengaman bagi proses-proses yang berbahaya.
- Sistem penerangan yang baik.
- Pemasangan tanda-tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja ditempat-tempat yang dianggap berbahaya.
- Pengaturan peralatan sedemikian rupa sehingga para pekerja dapat mengoperasikannya dengan aman.

Adapun beberapa kemungkinan kecelakaan mekanik yang dapat ter jadi antara lain:

a. Tangki-tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki-tangki yang bertekanan tinggi. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor-faktor korosi dan lain-lain.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu *pressure* kontrol, level kontrol dan temperatur kontrol.

b. Reaktor

Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan karena reaktor adalah sebagai berikut :

- Perencanaan reaktor harus sesuai dengan ketentuan-ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi dan lain-lain.
- Perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi karena reaksi bersifat eksotermis.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai, temperatur kontrol, *pressure* kontrol, *flow* kontrol dan lain-lain.

c. Perpipaan

Kecelakaan yang terjadi karena perpipaan antara lain karena kebocoran zat-zat yang berbahaya.

Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kebocoran perpipaan antara lain :

- Pemasangan pipa hendaknya pada tempat tinggi atau ditempat-tempat yang jarang dilalui pekerja dan diusahakan pemasangan pipa tidak didalam tanah karena menimbulkan kesulitan bila terjadi kebocoran.
- Sebelum dipakai hendaknya dicoba kekuatan tekanan dan kekuatan terhadap suhu, terutama pada daerah sambungan.
- Pemasangan valve yang mudah terjangkau.
- Pemasangan isolasi yang baik untuk mencegah kecelakaan luka bakar karena tersentuh pipa aliran panas, juga untuk mencegah lolosnya panas dalam proses.

Kerusakan yang disebabkan secara mekanis terutaman karena pengaruh panas maupun tekanan yang tinggi dapat dicegah dengan pemasangan alat-alat pengaman seperti *safety valve*, isolator panas dan lain-lain.

7.2.3. Bahaya kesehatan

Dalam menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan jiwa orang lain. Pengetahuan akan bahaya masing-masing alat sangatlah penting untuk diketahui oleh semua karyawan terutama operator kontrol. Baik didukung oleh kualitas peralatan yang memadai dan selalu terawat dengan baik.

Karyawan harus menggunakan pelindung diri seperti helm, sepatu, sarung tangan dan masker. Selain itu untuk menghindari bahaya mekanik maka alat-alat yang bergerak harus diberi pengaman. Jika tindakan bertujuan untuk menghindari panas maka alat-alat seperti : reaktor, *heater* dan lain-lain dapat menggunakan isolator panas sebagai pengaman.

Selain itu, bahaya kesehatan karyawan perlu diwaspadai. Umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk. Karena itu usahakan agar ruangan proses maupun ruangan lainnya memiliki ventilasi yang cukup agar pertukaran udara dapat berlangsung dengan baik. Adapun jenis-jenis alat keselamatan kerja yang disediakan untuk kemudian digunakan sesuai peruntukannya adalah sebagai berikut :

Tabel 7.2.3.1. Tabel alat keselamatan kerja pabrik etanol dari *syngas*

No	Nama Alat Pengaman	Lokasi Penggunaan
1	Alat Pelindung Diri (APD) a. Masker penyerap uap/mist b. Seragam dan helm pengaman c. Sepatu pengaman d. Sarung tangan	Petugas diruangan kerja yang bekerja pada areal proses
2	Hydran/unit pemadam kebakaran	Petugas disemua ruangan
3	Isolasi panas	Alat-alat proses dan perpipaan dengan aliran panas
4	Alarm Kebakaran	Petugas disemua ruangan
5	Isolasi dan panel-panel	Kabel-kabel listrik
6	Pagar pelindung	Alat penukar panas dan diareal proses yang beresiko menimbulkan kecelakaan
7	Kotak P ₃ K	Petugas disemua ruangan

7.2.4. Bahaya listrik

Bahaya pengopersian maupun perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu diperhatikan, salah satunya dengan menggunakan pengaman pada alat serta menggunakan alat pengaman diri yang disediakan oleh pabrik, sehingga proses produksi dan keselamatan para pekerja dapat selalu terjamin. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam usaha untuk mencegah bahaya yang ditimbulkan oleh listrik adalah sebagai berikut :

- Peralatan yang penting seperti transformator diletakkan ditempat yang aman dan tersendiri
- Peralatan listrik yang ditanam dibawah tanah hendaknya diberi tanda dengan jelas.

Selain hal-hal tersebut diatas, harus diperhatikan pula syarat-syarat yang harus diterapkan terhadap jenis maupun penempatan dari alat tersebut, yang antara lain :

- Penerangan harus cukup agar operator tidak kesulitan dalam pengerjaan maupun perbaikan instalasi listrik.
- Kabel-kabel listrik yang diletakkan berdekatan harus dilengkapi dengan isolator
- Letak alat-alat harus diletakkan sedemikian rupa sehingga para pekerja dapat bekerja dengan leluasa dan mempermudah para pekerja dalam melakukan perbaikan alat maupun instalasi listrik.
- Sebaiknya dilakukan pengontrolan secara periodik terhadap seluruh peralatan dan instalasi listrik pabrik.

BAB VIII

UTILITAS

Utilitas pada suatu pabrik adalah suatu bagian atau unit yang sangat penting untuk dapat menunjang suatu proses produksi, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas di dalam Pra Rencana Pabrik Etanol dari *Syngas* ini meliputi :

1. Unit penyediaan air
 - a. Air umpan *boiler*
 - b. Air pendingin
 - c. Air sanitasi
2. Unit penyediaan *steam*
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit Penyediaan nitrogen cair

8.1. Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air berfungsi sebagai unit yang bertugas memenuhi kebutuhan air yang ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi, sedangkan segi kualitas air merupakan syarat air yang harus dipenuhi untuk kemudian dimanfaatkan. Dalam Pra Rencana Pabrik Etanol dari *Syngas* ini ada beberapa keperluan air, adapun keperluan tersebut antara lain dipergunakan untuk :

8.1.1. Air umpan *boiler*

Air umpan *boiler* merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai pemanas pada *heater* dan *reboiler*. Kebutuhan *steam* dipenuhi dengan jalan menguapkan air dalam sebuah ketel (*boiler*), sehingga kesadahan air umpan ketel (*boiler feed water*) harus benar-benar diperhatikan dan diperiksa dengan teliti serta harus bebas dari kotoran yang mungkin akan mengganggu proses produksi *steam* serta akan mengganggu pula jalannya operasi pabrik.

Air yang ada akan selalu mengandung merial-mineral serta zat-zat yang dapat dikatakan pengganggu bagi proses produksi *steam*. Adanya zat-zat yang terkandung dalam air umpan *boiler* (bahan baku pembuatan *steam*) tersebut dapat menyebabkan kerusakan pada *boiler*, adapun jenis-jenis zat yang harus selalu dikontrol tersebut antara lain :

- Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam-garam kalsium dan magnesium (penyebab kesadahan)
- Zat organik (*organic matter*)
- Silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Air untuk keperluan umpan *boiler* harus memenuhi persyaratan agar air yang digunakan tidak merusak ketel (*boiler*). Persyaratan yang harus dipenuhi adalah air tidak mengandung kation-kation seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} dan anion-anion seperti SO_4^{2-} , Cl^- dan SO_3^{2-} . Untuk itu diperlukan treatment secara lebih sempurna. Air umpan *boiler* mempunyai syarat sebagai berikut :

- Total padatan (<i>total dissolved solid</i>)	=	3500 ppm
- Padatan terlarut (<i>suspended solid</i>)	=	300 ppm
- Alkalinitas	=	700 ppm
- Silika	=	60 – 100 ppm
- Besi	=	0,1 ppm
- Tembaga	=	0,5 ppm
- Oksigen	=	0,007 ppm
- Kesadahan (<i>hardness</i>)	=	0
- Kekeruhan (<i>turbidity</i>)	=	175 ppm
- Minyak	=	7 ppm
- Residual fosfat	=	140 ppm

(Perry, Robert H & Chilton Cecil H. 1997. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. 6th, 7th edition)

Syarat-syarat lain yang harus dipenuhi oleh air umpan *boiler* :

a. Tidak boleh berbuih (berbusa)

Penyebab utama munculnya busa adalah disebabkan oleh adanya *soluble matter*, *suspended matter* dan kebasahan yang tinggi. Adapun kesulitan yang akan dihadapi dengan adanya busa pada *boiler* adalah :

- Kesulitan pembacaan tinggi permukaan air dalam *boiler*
- Dapat menyebabkan percikan yang kuat yang menyebabkan adanya *solid-solid* yang menempel dan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lanjut.
- Dapat menyebabkan timbulnya ledakan yang diakibatkan oleh percikan yang kuat sehingga menyulitkan pengontrolan tekanan.

Pencegahan masalah yang disebabkan oleh adanya busa pada air umpan boiler adalah dengan menganalisa terlebih dahulu menggunakan metode *salt content* dan *critical concentration*. Sedangkan untuk penanganan lebih lanjut dapat dilakukan dengan penurunan alkalinitas menggunakan penambahan asam serta selalu melakukan *control alkalinity*.

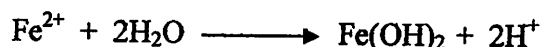
b. Tidak boleh membentuk kerak

Penyebab utama munculnya kerak antara lain disebabkan oleh adanya garam-garam Ca^{2+} , Mg^{2+} , CO_3^{2-} , SiO_2 dan Al_2O_3 . Kerak yang terbentuk nantinya akan menyebabkan gangguan pada alat yang antara lain :

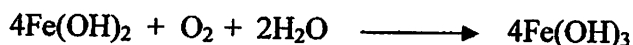
- Efisiensi dari perpindahan panas akan berkurang yang dikarenakan terjadinya isolasi oleh kerak terhadap panas yang masuk sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran akibat tekanan yang kuat.
- Kerak yang terbentuk juga dapat merusak kekuatan dari bahan konstruksi dari boiler itu sendiri sehingga akan menurunkan tingkat efisiensi dari segi waktu pemakaian alat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

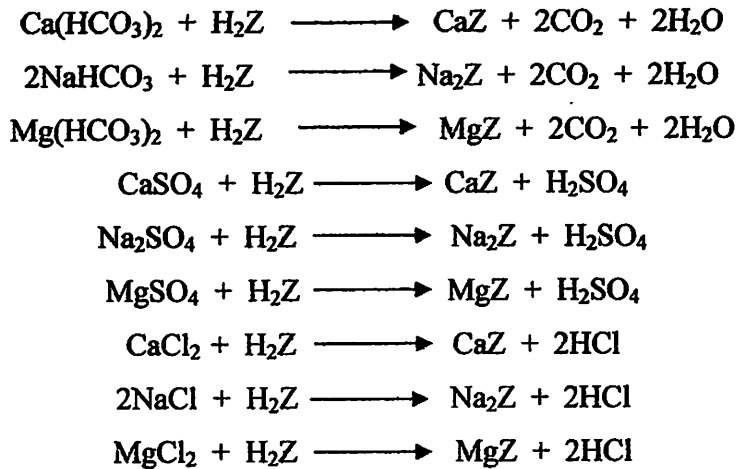
Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh adanya kadar keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan-bahan organik serta gas CO_2 , O_2 yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :



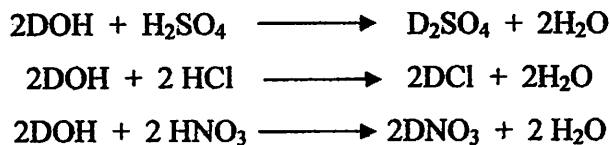
Tetapi bila terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibatnya dengan hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadilah korosi, secara reaksi adalah sebagai berikut :



Proses pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan menggunakan prinsip pertukaran ion-ion dalam *demineralizer* (*kation dan anion exchanger*). Mula-mula air bersih dilewatkan pada *kation exchanger* dengan menggunakan resin zeolit (*hydrogen exchanger*) sehingga terjadi reaksi sebagai berikut :

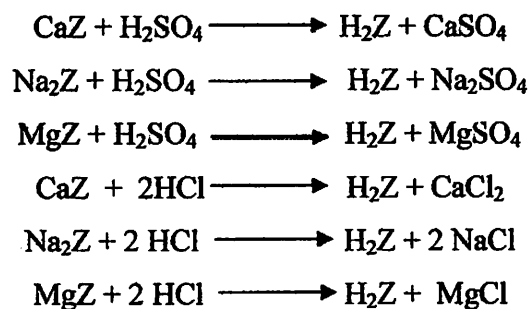


Air yang bersifat asam kemudian dialirkan ke dalam tangki *anion exchanger* untuk menghilangkan anion yang tidak dikehendaki. Tangki *anion exchanger* menggunakan De-acidite (DOH) sehingga terjadi reaksi sebagai berikut :

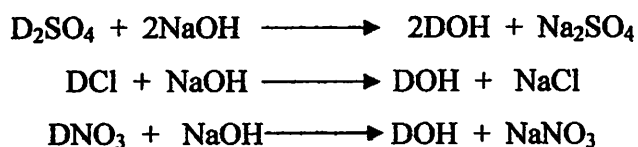


Setelah keluar dari tangki *anion exchanger*, air yang telah bebas dari ion-ion pengganggu dialirkan kedalam bak air lunak dan siap digunakan. Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak lagi aktif. Hal ini dapat diketahui dari sifat kesadahan air umpan *boiler* yang dianalisa terus menerus. Jika terdapat kesadahan air umpan *boiler*, maka hal ini menunjukkan bahwa resin sudah jenuh dan perlu diregenerasi.

Regenerasi resin zeolit (*hydrogen exchanger*) dilakukan dengan menggunakan asam klorida atau asam sulfat, dengan reaksi sebagai berikut:



Regenerasi De-acidite (DOH) dilakukan dengan menggunakan larutan sodium hydroxide atau caustik soda dengan reaksi sebagai berikut :



Setelah keluar dari demineralizer, air umpan *boiler* ditampung dalam tangki penampung umpan *boiler* untuk kemudian dipompakan ke dalam deaerator. Tujuan dari penggunaan deaerator adalah untuk menghilangkan gas-gas impurities dari air umpan *boiler* dengan pemanasan *steam*. Keluar dari deaerator, air umpan *boiler* telah memenuhi syarat-syarat yang harus dipenuhi dan siap digunakan.

Kuantitas *steam* yang diperlukan dalam proses didapatkan dari perhitungan menurut pemakaian setiap harinya dari masing-masing alat. Menurut perhitungan dari bab-bab sebelumnya, kebutuhan *steam* adalah sebagai berikut :

Tabel 8.1.1.1. Data kebutuhan *steam*

No	Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan (Kg/ Jam)
1	E-112	<i>Heater</i>	19.521
2	E-126A	<i>Heater</i>	42
3	E-126B	<i>Heater</i>	693
4	E-129	<i>Reboiler Distillation I</i>	146
5	E-136	<i>Reboiler Distillation II</i>	140
Total			20.542

Berdasarkan perhitungan dari Appendix D keperluan *steam* sebesar 20.542 kg/jam. Direncanakan banyaknya *steam* disediakan dengan *excess* 20% sebagai pengganti *steam* yang hilang sehingga kebutuhan *steam* sebesar 27.155 kg/jam dan dengan menghitung faktor evaporasi didapatkan kebutuhan air umpan *boiler* sebesar 31.478 kg/jam.

8.1.2. Air pendingin

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas yang berfungsi untuk menurunkan panas maupun yang berfungsi mengubah fase dari bahan. Alasan mengapa digunakan air sebagai media pendingin disebabkan antara lain karena :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas dalam jumlah yang cukup besar
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Sebagai media pendingin, air harus memenuhi persyaratan tertentu, yaitu tidak mengandung :

- Kesadahan (hardness), dapat memberikan efek pembentukan kerak
- Besi, penyebab korosi
- Silika, penyebab kerak
- Minyak, penyebab terganggunya film *corrosion inhibitor* yang dapat menurunkan efisiensi perpindahan panas dan merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

Air pendingin yang telah digunakan kemudian akan didinginkan (disirkulasi) kembali menggunakan *cooling tower*. Hal ini dimaksudkan untuk menghemat pemakaian air pendingin sehingga tidak perlu penggantian air pendingin secara terus menerus.

Adapun kebutuhan air pendingin yang digunakan sebagai media pendingin pada peralatan proses dapat dilihat pada table berikut ini :

Tabel 8.1.2.1. Data kebutuhan air pendingin

No	Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan
1	R-110	Reaktor Konversi Etanol	1.441.215
2	E-122A	Cooler	24.523
3	E-127	Condensor Distillation I	660
4	E-132	Condensor Distillation II	111
5	E-134	Cooler	2.709
6	E-137	Cooler	3.580
Total			1.472.798

Dari tabel 8.1.2.1. air yang digunakan untuk keperluan pendingin adalah sebesar 1.472.798 kg/jam, direncanakan banyaknya air pendingin yang *display* adalah 20% berlebih dari jumlah air pendingin, maka kebutuhan air pendingin adalah 1.944.093 kg/jam.

8.1.3. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan oleh para karyawan dilingkungan pabrik untuk kebutuhan konsumsi, cuci, mandi, masak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun persyaratan berdasarkan sifat fisik yang harus dipenuhi oleh air yang akan digunakan sebagai air sanitasi adalah sebagai berikut :

1. Syarat fisik

- Suhu : Di bawah suhu kamar
- Warna : Tidak berwarna dan jernih
- Rasa : Tidak berasa

- Bau : Tidak berbau
- pH : Netral (7)

2. Syarat kimia

- Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak terlarut dalam air, seperti PO_4^{3-} , Hg, Cu dan sebagainya.
- Tidak mengandung zat-zat berbahaya lain yang termasuk kedalam logam berat.
- Tidak beracun

3. Syarat bakteriologis

Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

Dalam proses penyediaan air sanitasi, air yang telah mengalami proses pengolahan terlebih dahulu harus diolah kembali untuk memenuhi persyaratan sebagai air sanitasi. Proses pemenuhan persyaratan air sanitasi tersebut adalah setelah proses penjernihan, air harus diberi desinfektan terlebih seperti klor cair maupun kaporit.

Adapun kebutuhan air sanitasi yang digunakan sebagai keperluan sehari-hari pada Pabrik Etanol dari *Syngas* ini dapat dilihat pada table berikut ini :

Tabel 8.1.3.1. Data kebutuhan air sanitasi

No	Keperluan	Kebutuhan
1	Karyawan	3.720
2	Laboratorium dan Taman	1.860
3	Pemadam Kebakaran	2.232
Total		7.812

Berdasarkan hasil perhitungan dari kebutuhan air untuk peruntukan masing-masing proses maka didapatkan kebutuhan air total Pabrik Etanol dari *Syngas* yang dapat dilihat pada table berikut ini :

Tabel 8.1.3.2. Data kebutuhan air total pabrik etanol dari *syngas*

No	Keperluan	Kebutuhan
1	Air Umpan <i>Boiler</i>	31.478
2	Air Pendingin	1.944.093
3	Air Sanitasi	7.812
Total		1.983.383

8.1.4. Uraian proses penyediaan air

Air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik adalah air sungai. Dasar pemilihan air sungai untuk memenuhi kebutuhan air pabrik dikarenakan lokasi pabrik yang dekat dengan sungai Musi daerah IIR Timur II, Kota Palembang Provinsi Sumatera Selatan. Sebelum digunakan, air sungai akan diolah terlebih dahulu guna menyesuaikan dengan persyaratan air untuk peruntukan dan penggunaan dalam pabrik.

Air sungai pertama-tama dialirkan dari sungai dengan menggunakan pompa L-212 menuju bak sedimentasi F-213 untuk diendapkan kandungan pasir maupun pengotor lainnya. Sebelum dipompa ke dalam bak sedimentasi air sungai telah melalui filtrasi pengotor yang berukuran besar dengan menggunakan *filter* H-221 yang terdapat diujung pipa yang tertanam di dalam badan sungai. Setelah mengalami proses pengendapan dalam bak sedimentasi, air sungai kemudian dialirkan dengan menggunakan pompa L-214 menuju bak *skimmer* F-215 untuk selanjutnya dilakukan proses pengolahan ataupun penghilangan bahan terapung seperti minyak dan pengotor-pengotor lain. Kemudian dari bak *skimmer* air sungai tersebut dialirkan kembali dengan menggunakan pompa L-216 menuju *clarifier* H-210 untuk dilakukan proses pemurnian tahap awal dengan menambahkan larutan $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ atau larutan alum guna memisahkan *suspended solid* serta zat terlarut lainnya yang terdapat dalam air sungai secara kimiawi. Padatan yang terbentuk pada *clarifier* akan dikeluarkan melalui bagian bawah *clarifier* sedangkan air bersih akan dikeluarkan dari *clarifier* melalui *over flow* atau bagian samping *clarifier* untuk kemudian difiltrasi kembali.

Air bersih yang keluar dari *clarifier* H-210 kemudian dialirkan ke dalam *sand filter* H-221 untuk menyaring kembali apabila terdapat pasir maupun endapan yang terikut dalam aliran air bersih. Setelah melalui *sand filter*, air bersih kemudian dialirkan dan ditampung dalam bak air bersih F-222 untuk kemudian dibagi menjadi tiga aliran guna pengolahan lanjutan. Air bersih yang berada di dalam bak air bersih kemudian diolah kembali sesuai peruntukan masing-masing, adapun proses pengolahan berdasarkan fungsi masing-masing tersebut antara lain adalah sebagai berikut :

1. Pengolahan air lunak

Air bersih dari bak air bersih F-222 dialirkan menggunakan pompa L-223 menuju alat *kation exchanger* D-220A untuk dilakukan proses pemisahan kandungan anion yang menyebabkan kesadahan maupun mineral-mineral lain yang dapat mengganggu proses penggunaan air. Dalam *kation exchanger* D-220A digunakan resin zeolit (*hydrogen exchanger*) untuk mengikat anion pengganggu sehingga air bebas dari mineral-mineral penyebab kesadahan. Setelah melalui

kation exchanger D-220A, air bersih kemudian dialirkan menuju *anion exchanger* D-220B untuk dihilangkan kandungan kation maupun mineral-mineral pengganggu. Dalam *anion exchanger* D-220B digunakan *De-acidite* (DOH) untuk memurnikan air dari ion pengotor. Setelah melalui tahapan (*Demineralizer*) air bersih tersebut kemudian dialirkan kedalam bak air lunak F-231.

Air lunak dari bak F-231 kemudian dialirkan dengan menggunakan pompa L-232 menuju deaerator D-233 untuk dilakukan proses penghilangan kandungan CO₂ dan O₂ terlarut serta pemanasan tahap awal. Setelah melalui proses awal dalam deaerator D-233, air lunak umpan boiler tersebut dialirkan dengan pompa L-234 menuju boiler Q-230 untuk diubah dari fase cair menjadi steam *superheated* yang nantinya akan dimanfaatkan sebagai media pemanas pada peralatan proses yang ada. Steam yang dihasilkan sebagian dimanfaatkan sebagai media pemanasan tahap awal untuk air umpan boiler pada deaerator D-233. Setelah digunakan, steam tersebut kemudian dikirim kembali kedalam bak air lunak dengan nama *steam condensat* dengan suhu yang disesuaikan dengan suhu dalam bak air lunak.

2. Pengolahan air pendingin

Air bersih yang berada di dalam bak air bersih F-222 dialirkan dengan menggunakan pompa L-241 kedalam bak air pendingin F-242 untuk ditampung sementara sebagai air media pendingin. Kemudian dari bak air pendingin F-242 air pendingin dialirkan kembali dengan menggunakan pompa L-243 untuk didistribusikan kedalam peralatan proses sebagai media pendingin proses. Setelah digunakan sebagai media pendingin, air pendingin tersebut kemudian dipompa keluar proses dengan menggunakan pompa L-244 untuk di alirkan menuju *cooling tower* P-240 untuk dilakukan proses pendinginan kembali sehingga air dapat dimanfaatkan kembali sebagai media pendingin. Setelah dilakukan proses pendinginan kembali dalam alat *cooling tower* P-240 air pendingin tersebut kemudian dikembalikan kedalam bak air pendingin F-242 untuk ditampung dan digunakan kembali.

3. Pengolahan air sanitasi

Air bersih dari bak air bersih F-222 dialirkan dengan menggunakan pompa L-251 untuk dialirkan kedalam bak klorinasi F-250 untuk kemudian ditambahkan desinfektan berupa Cl₂ (klor) cair untuk mematikan mikroorganisme merugikan dalam air sehingga air aman untuk keperluan sanitasi. Setelah proses klorinasi, air kemudian dialirkan dengan menggunakan pompa L-252 menuju bak air sanitasi

F-253 untuk ditampung sebagai air sanitasi. Setelah ditampung dalam bak air sanitasi, air tersebut siap dimanfaatkan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman serta pemadam kebakaran.

8.2. Unit Penyediaan *Steam*

Unit penyediaan *steam* berfungsi untuk menyediakan kebutuhan *steam* yang digunakan sebagai media pemanas pada proses produksi. Bahan baku pembuatan *steam* adalah air umpan *boiler*. *Steam* yang dibutuhkan dalam proses produksi mempunyai kondisi sebagai berikut :

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 300 °C

Steam yang telah digunakan dan telah menjadi kondensat kemudian akan kirim keunit pengolahan untuk dilakukan proses *recovery* (disirkulasi). Hal ini dimaksudkan untuk menghemat pemakaian air umpan *boiler* sehingga pemakaian air umpan boiler segar dapat dikurangi baik secara jumlah maupun proses pengolahannya.

Adapun kebutuhan *steam* tersebut digunakan sebagai media pada beberapa peralatan proses, adapun peralatan-peralatan tersebut antara lain adalah sebagai berikut :

Tabel 8.1.1.1. Data kebutuhan *steam*

No	Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan (Kg/Jam)
1	E-112	<i>Heater</i>	19.521
2	E-126A	<i>Heater</i>	42
3	E-126B	<i>Heater</i>	693
4	E-129	<i>Reboiler Distillation I</i>	146
5	E-136	<i>Reboiler Distillation II</i>	140
Total			20.542

Berdasarkan perhitungan dari Appendiks D keperluan *steam* sebesar 20.542 kg/jam. Direncanakan banyaknya *steam* disediakan dengan *excess* 20% sebagai pengganti *steam* yang hilang sehingga kebutuhan *steam* total sebesar 27.115 kg/jam.

8.3. Unit Penyipian Listrik

Dalam memenuhi kebutuhan listrik, direncanakan diperoleh 40% dari PLN dan 60% dari generator. Tenaga listrik yang disediakan digunakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain-lain. Adapun perincian kebutuhan listrik adalah :

1. Kebutuhan listrik untuk proses

- Total kebutuhan listrik untuk proses yaitu sebesar 20.977 Hp = 15.657,4046 kW
 - Total kebutuhan listrik untuk daerah pengolahan air adalah 320 Hp = 238,6240 kW
- Sehingga total kebutuhan listrik untuk proses dan utilitas adalah 21.317 Hp = 15.896,0286 kW

2. Kebutuhan untuk instrumentasi

- Tenaga listrik yang dibutuhkan untuk instrumentasi 10% dari tenaga yang dibutuhkan untuk proses, maka kebutuhan listrik untuk instrumentasi adalah 1.589,6029 kWh.

3. Kebutuhan listrik untuk penerangan

- Penggunaan lampu merkuri 250 watt dengan lumen output 10.000
Total listrik yang dibutuhkan yaitu sebesar = $1.831 \times 250 \text{ watt} = 457,649 \text{ kW}$
- Penggunaan lampu fluorescent 40 watt dengan lumen output 1960
Listrik yang dibutuhkan yaitu sebesar = $298 \times 40 \text{ watt} = 11,935 \text{ kW}$
- Penggunaan lampu fluorescent 20 watt dengan lumen output 1.960
Listrik yang dibutuhkan yaitu sebesar = $19 \times 20 \text{ watt} = 0,390 \text{ kW}$

Sehingga total kebutuhan listrik untuk penerangan adalah

$$\text{Total listrik penerangan} = (457,649 + 11,935 + 0,390) \text{ kW} = 469,971 \text{ kW}$$

4. Kebutuhan listrik untuk lain-lain

- Kebutuhan listrik untuk lain-lain seperti pemakaian computer, mesin fotokopi, mesin fax, AC, lemari es, dan lain-lain sebesar 10 kW.

Berdasarkan kebutuhan listrik dari masing-masing kebutuhan unit pabrik, maka total kebutuhan listrik dari Pabrik Etanol dari *Syngas* adalah 17.965,6020 kWh

Guna menjaga ketersediaan listrik yang stabil maka *Safety factor* ditetapkan sebesar 10% dari total kebutuhan listrik 17.965,6020 kW, jadi total kebutuhan listrik Pabrik Etanol dari *Syngas* = 19.762,1622 kW

Jadi total kebutuhan listrik adalah 19.762,1622 kW, dimana listrik yang disuplai dari PLN sebesar 40% yaitu 7.904,8649 kW. Sedangkan listrik yang disuplai generator set sebesar 60% yaitu 11.857,2973 kW.

8.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang dibutuhkan oleh pabrik merupakan bahan bakar yang digunakan pada generator. Bahan bakar yang digunakan adalah *fuel oil*, pemilihan bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harga relatif murah
- Mudah didapat
- Viskositasnya relatif rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat

Sifat-sifat *fuel diesel oil* antara lain sebagai berikut:

- Flash point = min. 38 °C (100 °F)
- Komposisi karbon = 86,47 %
- Komposisi nitrogen = 0,006 %
- Komposisi hydrogen = 12,6 %
- Komposisi sulfur = 0,22
- Pour point = -7 °C (20°F)
- Densitas = 0,88 g/cm³
- Heating value = 130.500 Btu/gall
- Viscositas = min. 0,0011 cp

(www.bioenergy.ornl.gov)

(Perry's 5th ed., *Chemical Eng. 's Handbook*, hal. 9-8 s.d. 9-10)

Spesifikasi Generator :

- Type : AC generator 3 phase
- Kapasitas : 14.850 KW
- Effisiensi : 80%
- Jumlah : 2 buah (1 cadangan)

Jadi kebutuhan bahan bakar pada generator untuk pabrik etanol dari *syngas* ini adalah 1.469,7914 L/jam

Spesifikasi *storage fuel diesel oil*

Fungsi : Menyimpan diesel oil yang akan digunakan sebagai bahan bakar pada generator selama 15 hari

- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 299 Grade C*
- Diameter dalam (D_i) : 227,625 in
- Diameter luar (D_o) : 228 in
- Tebal silinder (t_s) : $\frac{6}{16}$ in
- Tebal tutup atas : $\frac{3}{16}$ in
- Tinggi silinder (L_s) : 330,917 in
- Jumlah : 3 buah

8.5. Unit Penyediaan Nitrogen Cair

Media pendingin selain air pendingin yang digunakan dalam Pra Rencana Pabrik Etanol dari *Syngas* ini adalah Nitrogen cair, pemilihan ini didasarkan karena suhu bahan yang akan diproses diinginkan berada jauh dibawah suhu kamar. Adapun alasan pemilihan penggunaan Nitrogen cair antara lain adalah :

1. Tidak beracun
2. Tidak mudah terbakar pada kondisi operasi
3. Sesuai untuk kondisi operasi dari pabrik karena memiliki titik beku yang rendah.
4. Tidak korosif terhadap bahan konstruksi yang digunakan
5. Harganya murah

Sifat fisika Nitrogen :

- Berat molekul : 28,02
- Titik didih (1 atm) : -195,8 °C
- Titik beku (1 atm) : -209,86 °C
- Densitas gas (63,15 K) : 0,807 g/ml
- Spesifik gravity *liquid* : 1,026
- Temperatur kritis : 126,2°C
- Tekanan kritis : 34 bar
- Viskositas : 0,00921 lb/ft.s

Adapun kebutuhan nitrogen cair yang digunakan sebagai media pendingin pada peralatan proses dapat dilihat pada table berikut ini :

Tabel 8.5.1. Data kebutuhan nitrogen cair

No	Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan
1	E-122B	<i>Cooler</i>	2.244
2	E-122C	<i>Cooler</i>	2.419
Total			4.663

Berdasarkan perhitungan dari Appendiks D keperluan *nitrogen cair* sebesar 4.663 kg/jam. Direncanakan banyaknya *nitrogen cair* disediakan dengan *excess* 20% sehingga kebutuhan *nitrogen cair* sebesar 5.596 kg/jam. Serta disediakan pula *make up* 10% sebagai pengganti. Sehingga kebutuhan *nitrogen cair* total sebesar 6.155 kg/jam.

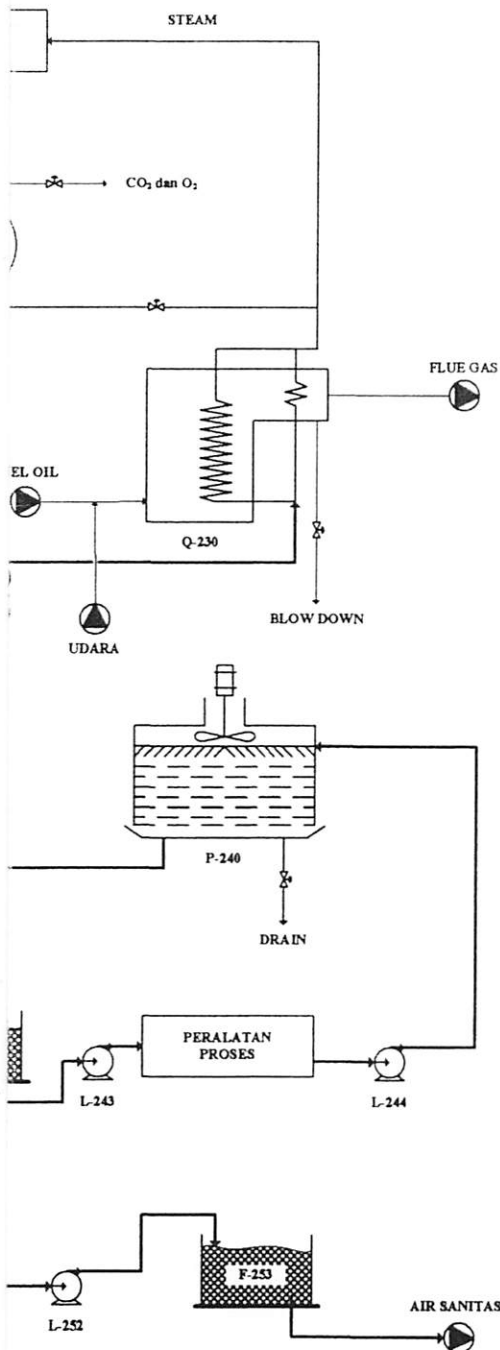
8.5.1. Uraian proses penyediaan nitrogen cair

Media pendingin lain yang digunakan pada Pra Rencana Pabrik Etanol dari Syngas ini adalah nitrogen cair. Nitrogen cair yang digunakan sebagai media pendingin didapatkan dari produsen lain dengan suhu penyimpanan pada storage yaitu $-250\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 5 atm. Jumlah persediaan nitrogen cair direncanakan selama 15 hari proses. Selain mensupply pendingin nitrogen cair baru, pabrik direncanakan akan mengolah kembali atau *recycle* nitrogen cair yang telah digunakan dengan menggunakan *refrigeration system unit*. Dalam pengolahannya, nitrogen cair yang semula disimpan dalam *storage* nitrogen cair F-261 dialirkan dengan menggunakan pompa L-262 untuk didistribusikan kedalam peralatan proses sebagai media pendingin proses. Setelah digunakan sebagai media pendingin, nitrogen cair tersebut kemudian dipompa keluar proses dengan menggunakan pompa L-263 untuk dialirkan menuju *cooler* E-264. Dalam *cooler* E-264 nitrogen cair yang telah digunakan tersebut kemudian didinginkan dengan menggunakan media pendingin dari *refrigeration unit* yaitu jenis R-702 yang memiliki titik didih $-423\text{ }^{\circ}\text{F}$ dan titik beku $-434,6\text{ }^{\circ}\text{F}$ pada tekanan 1 atm.

Setelah mengalami proses pendinginan pada *cooler* E-264, suhu dari nitrogen cair tersebut turun menjadi $-250\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan kemudian dikembalikan kedalam *storage* nitrogen cair F-261 untuk ditampung dan digunakan kembali sebagai media pendingin proses produksi kembali.

8.2.1. Uraian proses penyediaan nitrogen cair

Media pendingin lain yang digunakan pada Pabrik Kacang Pabrik Hanoi dan Syngas ini adalah nitrogen cair. Nitrogen cair yang digunakan sebagai media pendingin didapatkan dari produsen lain dengan suhu penyimpanan pada storage yaitu -250 °C dan tekanan 2 atm. Jumlah persediaan nitrogen cair direncanakan selama 12 hari proses. Selain mensuply pendingin nitrogen cair pabrik direncanakan akan mengolah kembali air recycle nitrogen cair yang telah digunakan dengan menggunakan refrigeration system water. Dalam pengolahannya, nitrogen cair yang semula disimpan dalam storage nitrogen cair E-201 dialirkan dengan menggunakan pompa I-203 untuk didistribusikan kedalam betatan proses sebagai media pendingin proses. Setelah digunakan sebagai media pendingin, nitrogen cair tersebut kemudian dipompa keluar proses dengan menggunakan pompa I-203 untuk dialirkan menjadi cooler E-204. Dalam cooler E-204 nitrogen cair yang telah digunakan tersebut kemudian didinginkan dengan menggunakan media pendingin dari refrigeration water jenis R-702 yang memiliki titik didih - 42,4 °C dan titik beku - 43,4 °C pada tekanan 1 atm. Setelah mengalami proses pendinginan pada cooler E-204, suhu dari nitrogen cair tersebut turun menjadi -250 °C dan kemudian dikembalikan kedalam storage nitrogen cair E-201 untuk ditampung dan digunakan kembali sebagai media pendingin proses produksi kembali.



31	E-264	COOLER N ₂ (LIQUID NITROGEN)
30	L-263	POMPA N ₂ KE STORAGE N ₂ (LIQUID NITROGEN)
29	L-262	POMPA N ₂ KE PERALATAN PROSES
28	F-261	STORAGE N ₂ (LIQUID NITROGEN)
27	P-260	REFRIGERATION UNIT
26	F-253	BAK AIR SANITASI
25	L-252	POMPA AIR KE BAK SANITASI
24	L-251	POMPA AIR KE BAK KLORINASI
23	F-250	BAK KLORINASI
22	L-244	POMPA AIR PENDINGIN KE COOLING TOWER
21	L-243	POMPA AIR PENDINGIN KE PERALATAN PROSES
20	F-242	BAK AIR PENDINGIN
19	L-241	POMPA KE BAK AIR PENDINGIN
18	P-240	COOLING TOWER
17	L-234	POMPA AIR UMPAN BOILER
16	D-233	DEAERATOR
15	L-232	POMPA AIR LUNAK MENUJU DEAERATOR
14	F-231	BAK AIR LUNAK
13	Q-230	BOILER
12	F-223	POMPA AIR BERSIH KE KATION EXCHANGER
11	F-222	BAK AIR BERSIH
10	H-221	SAND FILTER
9	D-220B	ANION EXCHANGER
8	D-220A	KATION EXCHANGER
7	L-216	POMPA AIR DARI BAK SKIMMER
6	F-215	BAK SKIMMER
5	L-214	POMPA AIR DARI BAK SEDIMENTASI
4	F-213	BAK SEDIMENTASI
3	L-212	POMPA AIR SUNGAI
2	H-211	FILTER AIR SUNGAI
1	H-210	CLARIFIER
NO	KODE	NAMA ALAT

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

UNIT PENGOLAHAN AIR
PRA RENCANA PABRIK ETANOL (C₂H₅OH)
DARI SYNETIC GAS (SYNGAS)
DENGAN PROSES MIXED ALCOHOLS
KAPASITAS : 250.000 TON/TAHUN

DIRANCANG OLEH :

DISETUJUI OLEH :
DOSEN PEMBIMBING

YUNIAR RIZQI HARDIANO 07.14.010
RYVAN CHANDRA HADJANTO 07.14.013

E. MUYASSAROFI, MT.
NIP. 193.9700.306

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Dalam Pra Rencana Pabrik, penentuan lokasi pabrik adalah salah satu hal yang paling penting. Hal tersebut dikarenakan akan sangat berpengaruh pada kelangsungan hidup pabrik yang akan didirikan itu sendiri. Selain itu pemilihan dan penentuan tata letak komponen-komponen dan fasilitas pabrik juga menentukan efisiensi dari proses produksi yang akan dilakukan.

Dasar pemilihan lokasi pabrik dari suatu perusahaan menjadi jauh lebih penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat, dimana persaingan dan kedudukan pabrik dimata masyarakat menjadi salah satu penentu berjalannya kehidupan pabrik nantinya. Selain pertimbangan tersebut penentuan tata letak dan lokasi pabrik juga dapat membantu memperkirakan biaya seakurat mungkin sebelum mendirikan pabrik, maupun desain secara terperinci dimasa yang akan datang yang mana meliputi desain sistem perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan serta kelistrikan maupun utilitas.

Oleh karena itu, perlu diadakan seleksi dan evaluasi sehingga lokasi benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala aspek. Adapun faktor-faktor yang harus diperhatikan dan dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua, antara lain :

9.1.1. Faktor utama

1. *Penyediaan bahan baku*

Ditinjau dari tersedia bahan baku dan harga bahan baku, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya untuk mencukupi kebutuhan pabrik yang akan didirikan.
- Kualitas dan kuantitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas dan kuantitas bahan baku tersebut sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutan dari bahan tersebut.

2. *Pemasaran*

Pemasaran merupakan salah satu faktor yang paling penting dalam industri kimia karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana hasil produksi akan dipasarkan (*marketing area*)
- Kebutuhan produk pada saat sekarang dan pada masa yang akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk sampai ke daerah pemasaran.

3. *Utilitas (Bahan bakar, sumber air dan listrik)*

Utilitas merupakan unit yang sangat penting kerana merupakan sarana bagi kelancaran proses produksi. Adapun bagian daripada utilitas adalah sebagai berikut :

a. Air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, air umpan boiler, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini air dapat diambil dari 3 macam sumber, yaitu :

- Air sungai (sumber) atau air laut
- Air kawasan
- Air PDAM

Bila air dibutuhkan dalam jumlah besar, maka pengambilan air sungai (sumber) atau air laut akan lebih ekonomis. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan sumber air :

- Kemampuan sumber air untuk melayani pabrik
- Kualitas air yang disediakan, namun dilihat lagi dari jenis industri yang akan memanfaatkannya. Jika dalam jumlah yang tidak terlalu besar air sungai dapat digunakan tetapi jika dalam jumlah yang sangat besar dapat digunakan air laut yang telah diproses terlebih dahulu.
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- Memperkirakan kebutuhan air yang mendukung industri termasuk untuk air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air yang tersedia untuk mencegah kebakaran.
- Memperhatikan efek pembuangan limbah dari aktivitas industri terhadap lingkungan sekitar terutama yang dapat menyebabkan kontaminasi terhadap air.

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari dapat diambil dari dua sumber : air sungai dan air laut. Air sungai dan air laut diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan dan digunakan untuk keperluan pabrik, sarana dan prasarana, serta disalurkan kepermukiman disekitar pabrik. Air laut hanya digunakan untuk media pendinginan untuk alat yang memerlukan media pendingin dalam jumlah sangat besar. Sedangkan air kawasan dan air PDAM hanya bersifat cadangan.

b. Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan penting terutama sebagai motor penggerak selain penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang harus diperhatikan :

- Ada tidaknya jumlah tenaga listrik yang tersedia didaerah tersebut.
- Harga tenaga listrik di daerah tersebut.
- Harga tenaga listrik dan bahan bakar dimasa yang akan datang.
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.
- Persediaan tenaga listrik dimasa yang akan datang.

Sumber listrik sebagian didapatkan sebagian dari PLN dan sebagian dihasilkan oleh pabrik sendiri yaitu dari pembangkit listrik berbahan bakar solar dan generator. Bahan bakar digunakan untuk menghasilkan steam pada boiler dan sebagai bahan bakar untuk menggerakkan *generator*.

4. *Keadaan Geografis dan Masyarakat*

Keadaan geografis dan masyarakat di lingkungan sekitar pabrik harus mendukung iklim industri untuk menciptakan kenyamanan dan ketentruman dalam bekerja. Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain adalah sebagai berikut :

- Kesiapan masyarakat untuk menjadi masyarakat industri.
- Keadaan alam yang ada, dimana keadaan alam yang menyulitkan akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan dan bangunan.
- Keadaan angin (kecepatan dan arah angin) pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut.
- Kemungkinan terjadinya gempa bumi, banjir, angin topan dan lain-lain.
- Kondisi atau keadaan tanah tempat pabrik berdiri harus diperhatikan sebab dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan proses jika tidak dalam kondisi yang mendukung.

- Pengaruh produk yang dihasilkan maupun proses yang digunakan terhadap masyarakat di lingkungan sekitar pabrik terutama untuk industri yang menghasilkan bahan berbahaya.
- Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang.

Dengan memperhatikan beberapa faktor tersebut maka sebelum pendirian pabrik harus dilakukan *survey area* terlebih dahulu sebelum pendirian pabrik sehingga keberlangsungan dan masa depan pabrik dapat terjamin.

(Timmerhaus, Peters M.S. 2003. *Plant Design & Economic For Chemical Engineering*, 5th edition)
(Vilbrandt, Frank C & Dryden, Charlese. 1959. *Chemical Engineering Palnt Design*, 4th edition)

9.1.2. Faktor khusus

1. *Transportasi*

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pembekalan (*supply*) bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Oleh sebab itu perlu diperhatikan faktor-faktor yang ada, seperti berikut

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor maupun kendaraan berat.
- Jalur kereta api.
- Adanya pelabuhan laut dan lapangan udara.
- Sungai atau laut yang dapat dilalui perahu atau kapal.
- Jarak pabrik dengan sumber bahan baku maupun dengan daerah pemasaran.

(Bernasconi, G. 1995. *Chemical Technology Handbook*)
(Vilbrandt, Frank C & Dryden, Charlese. 1959. *Chemical Engineering Palnt Design*, 4th edition)

2. *Tenaga Kerja*

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan. Tingkat pendidikan dari masyarakat dan tenaga kerja juga mendukung pendirian pabrik ini. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam hal ini antara lain :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan.
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah tersebut.
- Karakteristik dari lokasi.

3. *Buangan Pabrik dan Pembuangan Limbah*

Buangan pabrik dan pembuangan limbah merupakan salah satu faktor yang harus diperhitungkan, sebab apabila buangan pabrik (*waste diposal*) memiliki sifat berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka yang harus diperhatikan hal-hal sebagai berikut :

- Cara menentukan bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah polusi atau efek samping dari polusi yang mungkin timbul.

Untuk pembuangan limbah industri harus memperhatikan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padatan dengan memperhatikan ketentuan dari pemerintah maupun peraturan-peraturan yang telah disepakati oleh dunia internasional, khususnya menyangkut ISO 14001 (*Environmental Protection*).

4. *Perpajakan dan Asuransi*

Perpajakan dan asuransi merupakan masalah yang berkaitan dengan pemberian ijin dan sistem perpajakan di daerah pendirian pabrik tersebut. Adapun hal-hal yang mempengaruhi pendirian pabrik dari sektor perpajakan dan asuransi antara lain :

- Pendapatan daerah tersebut
- Asuransi untuk pengangguran
- Monopoli perusahaan

5. *Karakteristik dari Lokasi*

Dalam pemilihan lokasi pabrik harus diperhatikan karakteristik dari lokasi tersebut, lokasi pendirian pabrik yang baik adalah daerah dengan faktor pendukung yang paling memadai. Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi antara lain :

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit dan lain-lain.
- Harga tanah dan fasilitas lainnya.

6. *Faktor Lingkungan (Komunitas)*

Hal-hal yang menyangkut faktor lingkungan (komunitas) merupakan salah satu aspek yang harus dipertimbangkan, adapun hal-hal tersebut antara lain :

- Lokasi termasuk perkotaan atau pedesaan
- Fasilitas perumahan, sekolah, sarana kesehatan (poliklinik) dan tempat ibadah
- Adat istiadat atau budaya di daerah sekitar pabrik

7. *Peraturan Perundang-undangan*

Peraturan perundang-undangan merupakan aspek yang sangat penting untuk dipertimbangkan. Adapun hal-hal mengenai peraturan perundang-undangan yang perlu diperhatikan antara lain :

- Ketentuan-ketentuan mengenai wilayah industri di daerah tersebut
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada bagi industri di daerah tersebut

(Timmerhaus, Peters M.S. 2003. *Plant Design & Economic For Chemical Engineering*, 5th edition)
(Vilbrandt, Frank C & Dryden, Charlese. 1959. *Chemical Engineering Palnt Design*, 4th edition)

Berdasarkan pertimbangan dengan memperhatikan faktor-faktor yang telah diutarakan di atas, maka dapat ditentukan bahwa pendirian Pabrik Etanol dari *Syngas* dengan kapasitas 250.000 ton/tahun ini berada dikawasan Ilir Timur II, Daerah Kota Palembang, Provinsi Sumatera Selatan yang diharapkan dapat memberikan keuntungan yang sebesar-besarnya. Adapun faktor-faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam pendirian Pabrik Etanol dari *Syngas* ini antara lain :

1. Bahan baku

Ketersediaan bahan baku yang cukup memadai disebabkan daerah tersebut berdekatan dengan kegiatan eksplorasi bahan baku produksi *syngas* yang nantinya akan dihasilkan pula produk *syngas*, sehingga memudahkan dalam penyediaan bahan baku, maka akan diadakanya pembangunan jalan maupun pipa-pipa.

2. Pemasaran

Produk etanol yang dihasilkan akan didistribusikan melalui kapal maupun darat. Dengan didukung oleh daerah yang dekat dengan pelabuhan, sehingga memudahkan dalam pendistribusian produk.

3. Sarana Transportasi

Telah tersedia jalan raya yang memadai sehingga pengiriman barang keluar maupun ke dalam pabrik tidak mengalami kesulitan yang berarti.

4. Penyediaan Utilitas

Pabrik etanol ini memerlukan air yang cukup banyak baik untuk media pendingin, penghasil steam dan keperluan lainnya. Kawasan Ilir Timur II Daerah Kota Palembang Provinsi Sumatera Selatan terletak didekat sungai Musi dan laut. Sehingga dapat menjamin ketersediaan air untuk memenuhi semua kebutuhan pabrik dan masyarakat. Energi listrik sebagian diperoleh dari PLN dan sebagian dihasilkan oleh pabrik sendiri, sedangkan bahan bakar diperoleh dari PT. Pertamina, Tbk

5. Tenaga Kerja

Tersedianya tenaga kerja yang terampil dan terdidik untuk pengoperasian alal-alat industri perlu dipertimbangkan. Tenaga kerja Indonesia cukup banyak sehingga penyediaan tenaga kerja tidaklah begitu sulit. Untuk ketersediaan tenaga kerja, daerah Ilir Timur II Kota Palembang Provinsi Sumatera Selatan merupakan salah satu daerah penyedia tenaga kerja yang produktif dan potensial. Tenaga kerja dengan pendidikan menengah dan kejuruan dapat diambil dari daerah sekitar sedangkan untuk tenaga ahli dapat didatangkan dari daerah lain maupun daerah sekitar, karena

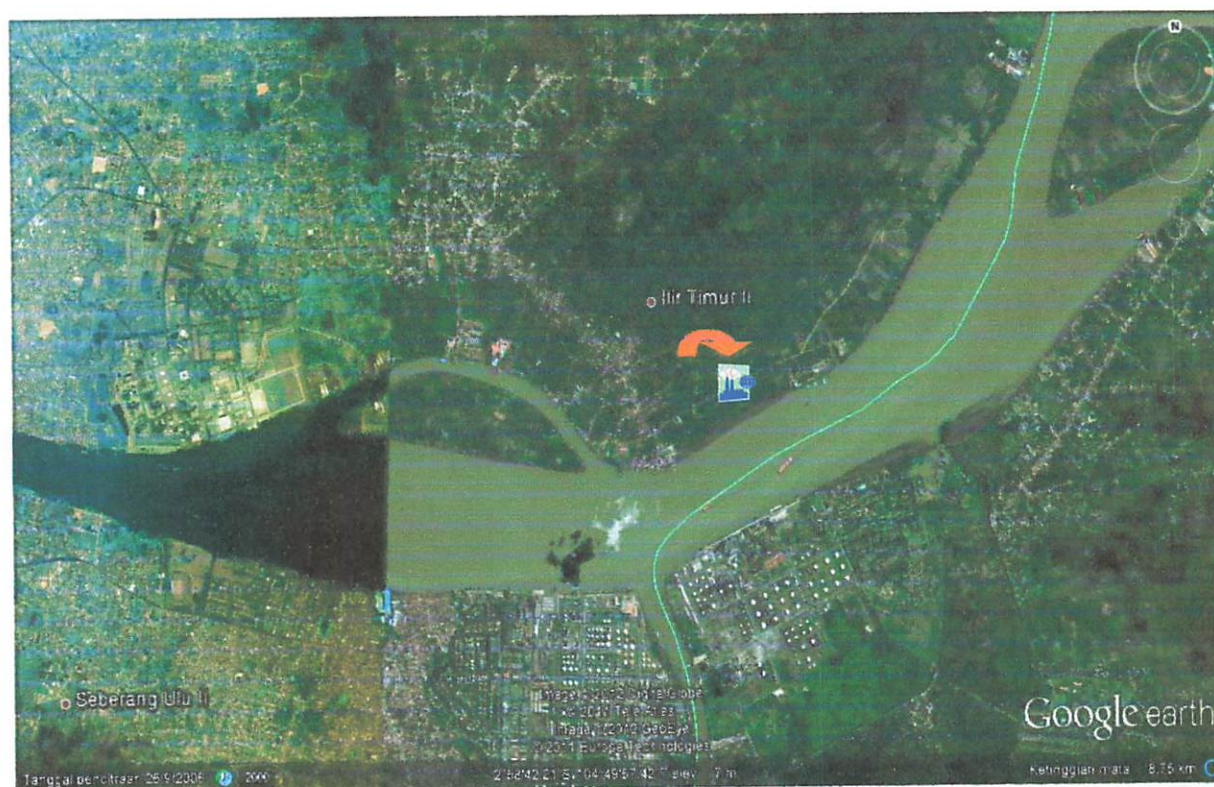
banyak perguruan tinggi terkemuka yang selalu mampu menghasilkan sumber daya manusia yang berkualitas.

6. Karakteristik Lingkungan dan Iklim.

Faktor- faktor yang menyangkut karakteristik lingkungan, iklim dan faktor-faktor sosial tidak menjadi masalah bila ditinjau dari industri-industri yang telah ada sebelumnya, Disamping itu mengingat daerah Ilir Timur II Kota Palembang dan sekitarnya merupakan daerah yang memiliki banyak pabrik maka pemerintah setempat akan lebih mudah memberikan izin pendirian dan usaha. Keadaan iklim dan cuaca di daerah Ilir Timur II Kota Palembang dapat dikatakan stabil dimana tingkat curah hujan masih normal dan kisaran suhu antara 24 °C hingga 31 °C.

Peta lokasi Pabrik Etanol dari *Syngas* ini direncanakan akan didirikan di Daerah Ilir Timur II, Kota Palembang, Provinsi Sumatera Selatan yang dapat dilihat pada Gambar 9.1.1. Peta Lokasi Pabrik Etanol dari *Syngas*.

Peta Kecamatan Ilir Timur II Kota Palembang Provinsi Sumatera Selatan



Gambar 9.1.2.1. Peta lokasi pabrik etanol dari syngas

Keterangan :



= Lokasi pabrik etanol dari syngas

9.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Tujuan utama dari tata letak pabrik adalah :

- Untuk mengatur alat-alat serta fasilitas produksi
- Untuk menjaga keselamatan

... ..

... ..



... ..

... ..

... ..

... ..

... ..

... ..

... ..

... ..

- Supaya pemeliharaan dapat diatur dengan mudah
- Pembiayaan dapat ditekan seminimal mungkin
- Fungsi dari peralatan dan bangunan dapat dipakai seefisien mungkin

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

9.2.1. Tata letak bangunan pabrik

Pengaturan tata letak ruangan dari unit-unit bangunan dalam suatu pabrik dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga :

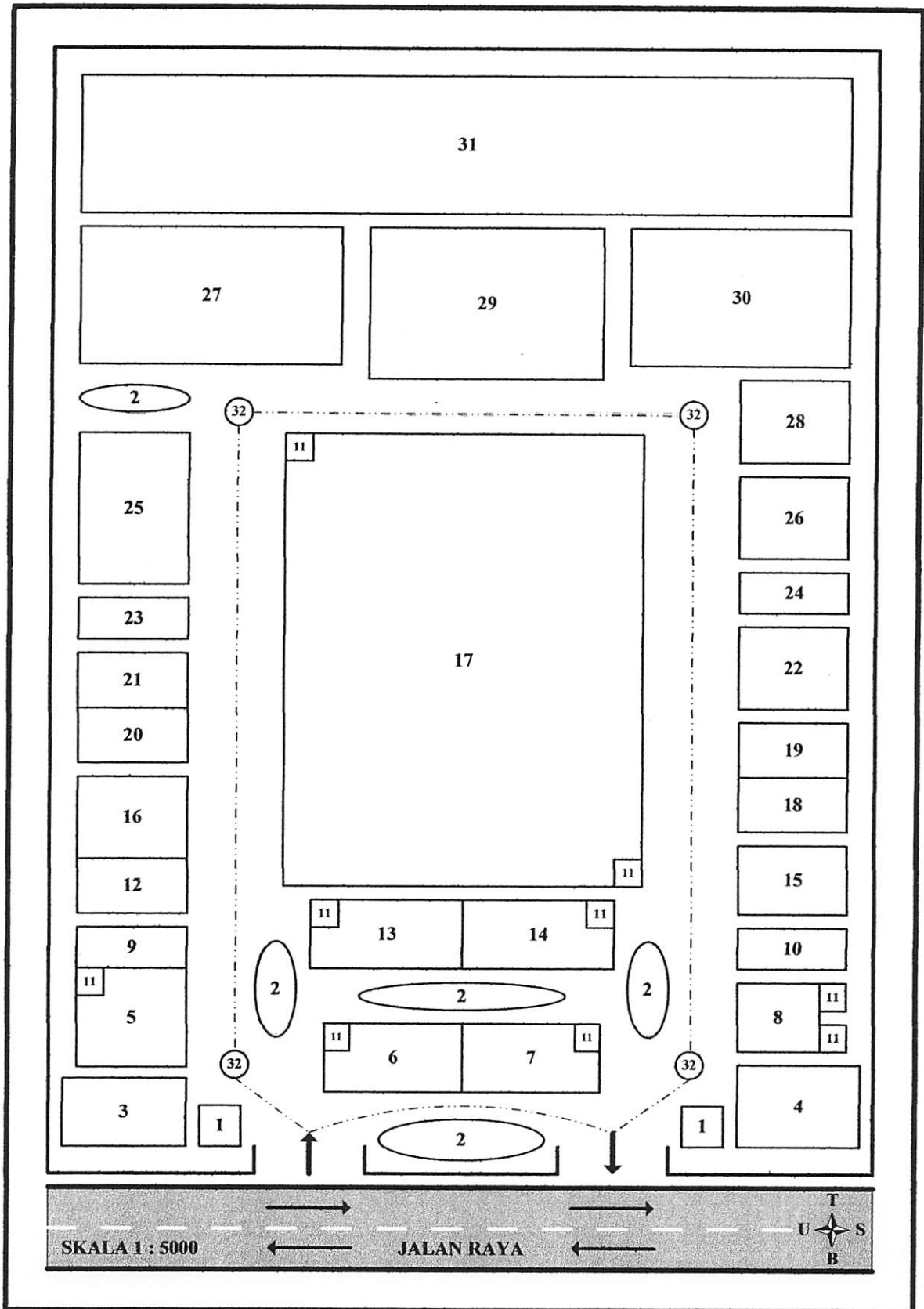
- Pemakaian areal tanah sekecil mungkin.
- Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
- Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul
- Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah
- Terjadinya areal tanah jalan maupun perluasan pabrik
- Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik adalah sebagai berikut :

Tabel 9.2.1.1. Perincian luas bangunan pabrik

No	Jenis Bangunan	Ukuran (m)		Luas (m ²)	Jumlah	Luas Total	
		<i>p</i>	<i>l</i>			(m ²)	(ft ²)
1	Pos Keamanan	5	4	20	2	40	431
2	Taman	15	10	150	5	750	8.073
3	Parkir Tamu	30	3	90	1	90	969
4	Parkir Karyawan	40	3	120	1	120	1.292
5	Aula	10	10	100	1	100	1.076
6	Main Office Building A	20	15	300	1	300	3.229
7	Main Office Building B	20	15	300	1	300	3.229
8	Mushola	10	5	50	1	50	538
9	Perpustakaan	6	5	30	1	30	323
10	Poliklinik	10	5	50	1	50	538
11	Toilet	4	4	16	9	145	1.561
12	Ruang Pemeriksaan Bahan Baku	8	5	40	1	40	431

13	Kantor Pusat Divisi Teknik	25	15	375	1	375	4.036
14	Kantor Pusat Divisi Produksi	25	15	375	1	375	4.036
15	Kantin	15	5	75	1	75	807
16	Gudang Bahan Baku	20	20	400	1	400	4.306
17	Area Proses Produksi	100	200	20.000	1	20.000	215.278
18	Garasi	10	6	60	1	60	646
19	Bengkel	10	6	60	1	60	646
20	Ruang kontrol	10	8	80	1	80	861
21	Laboratorium	10	8	80	1	80	861
22	Gudang Bahan Bakar	20	20	400	1	400	4.306
23	<i>Industrial Safety</i> dan Pemadam Kebakaran	15	10	150	1	150	1.615
24	Timbangan Truk	10	8	75	1	75	807
25	Area Utilitas	25	40	1.000	1	1.000	10.764
26	Gudang Produk Samping	15	30	450	1	450	4.844
27	Pengolahan Air	50	60	3.000	1	3.000	32.292
28	Gudang Produk Utama	25	30	750	1	750	8.073
29	<i>Area Waste Water Treatment</i>	50	50	2.500	1	2.500	26.910
30	<i>Area Waste Treatment</i>	50	30	1.500	1	1.500	16.146
31	Area Perluasan Pabrik	100	70	7.000	1	7.000	75.347
32	Halaman dan Jalan			9.000	1	9.000	96.875
Total					45	49.345	531.145



Gambar 9.2.1.1. *Plant lay out* pra rencana pabrik etanol dari syngas

Keterangan :

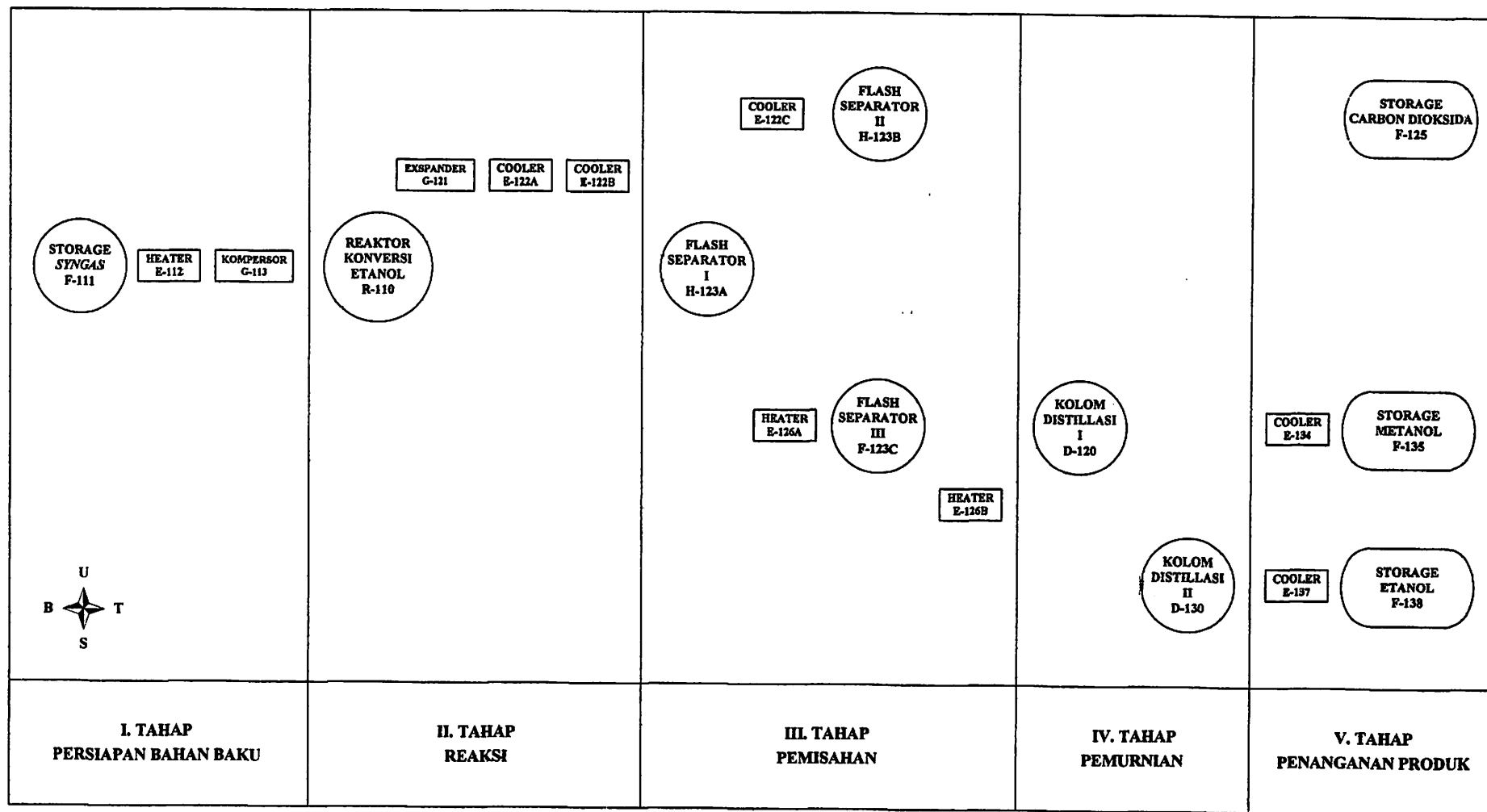
1. Pos Keamanan
2. Taman
3. Parkir Tamu
4. Parkir Karyawan
5. Aula
6. *Main Office Building A* (Kantor Pusat Divisi *Marketing* dan Divisi Keuangan)
7. *Main Office Building B* (Kantor Pusat Divisi Administrasi dan Divisi *Human Resources Management*)
8. Musholla
9. Perpustakaan
10. Poliklinik
11. Toilet
12. Ruang Pemeriksaan Bahan Baku
13. Kantor Pusat Divisi Teknik
14. Kantor Pusat Divisi Produksi
15. Kantin
16. Gudang Bahan Baku
17. Area Proses Produksi
18. Garasi
19. Bengkel
20. Ruang Kontrol
21. Laboratorium
22. Gudang Bahan Bakar
23. *Industrial Safety* dan Pemadam Kebakaran
24. Timbangan Truk
25. Area Utilitas
26. Gudang Produk Samping
27. Pengolahan Air
28. Gudang Produk Utama
29. *Area Waste Water Treatment*
30. *Area Waste Treatment*
31. Area Perluasan Pabrik
32. Halaman dan Jalan

9.2.2. Tata letak peralatan pabrik

Tata letak peralatan adalah cara menempatkan peralatan-peralatan didalam pabrik sedemikian rupa sehingga pabrik dapat bekerja secara efektif dan efisien. Perencanaan yang baik dalam tata letak pabrik harus mencakup arus proses, storage dan *material handling* yang efisien serta diharapkan adanya kombinasi yang sempurna. Dalam menentukan tata letak dari peralatan perlu diperhatikan beberapa faktor yang mempengaruhi, antara lain :

- a. Pengaturan jarak antara peralatan proses yang satu dengan yang lain sehingga mempermudah pengontrolan peralatan.
- b. Pengaturan sistem yang ada pada tempat yang tepat agar tidak mengganggu aktifitas kerja serta pemberian warna yang jelas pada aliran proses.
- c. Peletakan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau.
- d. Peletakkan alat kontrol sehingga mudah diawasi oleh operator.
- e. Peralatan diusahakan tersusun berurutan sehingga memudahkan pemeriksaan dan pengawasan.
- f. Ruangan harus cukup untuk peralatan.
- g. Bila sekiranya ada alat yang diletakkan diatas maka dapat disusun sesuai dengan prosesnya.

Gambar tataletak peralatan proses Pra rencana Pabrik Etanol dari *Syngas* dapat dilihat pada gambar 9.2.2. berikut ini :



Gambar 9.2.2.1. *Equipment lay out* pra rencana pabrik etanol dari syngas

BAB X

STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN

Suatu perusahaan dalam kaitannya guna pencapaian dan peningkatan sasaran perusahaan yang efektif dengan hasil produksi tinggi biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai suatu bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dalam artian dapat menyesuaikan diri terhadap segala perubahan yang pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

Pencapaian dan peningkatan sasaran perusahaan yang efektif dengan hasil produksi tinggi harus diperhitungkan secara seksama dengan menggunakan elemen-elemen dasar perhitungan yang berguna sebagai alat pelaksana, serta faktor utama dalam menjalankan suatu perusahaan. Adapapun elemen dasar tersebut antara lain :

1. Manusia (*Man*)
2. Bahan (*Matrial*)
3. Mesin (*Machine*)
4. Metode (*Methode*)
5. Uang (*Money*)
6. Pasar (*Market*)

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerjasama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai suatu tujuan perusahaan.

10.1. Dasar Perusahaan

- Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi Pabrik : Ilir Timur II, Kota Palembang, Provinsi Sumatera Selatan
Kapasitas Produksi : 250.000 Ton/Tahun
Status Perusahaan : Swasta Nasional
Modal : Penanaman Modal Dalam Negeri

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik etanol dari *syngas* ini merupakan perusahaan swasta berskala nasional yang akan didirikan dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sebab segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
2. Wewenang serta kedudukan pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu dengan yang lainnya. Pemilik Perseroan Terbatas adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus adalah direksi beserta staff yang diawasi oleh dewan komisaris.
3. Mudah mendapatkan modal yaitu dari hasil penjualan saham setelah pabrik berjalan optimum dengan validitas yang jelas.
4. Perseroan Terbatas merupakan suatu badan hukum karena memiliki kekayaan sendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi masing-masing pemegang saham, dimana kepada pemegang saham dibayarkan keuntungan apabila Perseroan Terbatas mendapat laba dan jika perusahaan mendapat rugi maka kerugian pemegang saham hanya sebesar yang ditanamkannya pada Perseroan Terbatas yang bersangkutan. Oleh karena itu setiap tahun diwajibkan kepada dewan direksi beserta staff melaporkan keuntungan serta perkembangan yang diperoleh perusahaan.
5. Kehidupan sebuah Perseroan Terbatas lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi maupun staffnya dan juga karyawan perusahaan.
6. Adanya efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris serta juga dapat memilih direktur utama yang cakap dan berpengalaman serta dapat pula memilih orang yang ahli dibidangnya sehingga *the right man in the right place* dapat terlaksana.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi yang diterapkan adalah sistem organisasi garis dan staff yaitu kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi kepada kepala bagian dan diteruskan kepada kepala seksi dan selanjutnya kepada karyawan di bawahnya. Beberapa hal yang menjadikan alasan pemilihan adalah:

1. Sistem organisasi garis dan staff sering digunakan dalam perusahaan yang berproduksi secara massal dengan produksi yang kontinyu.
2. Biasa diterapkan pada organisasi yang cukup besar.
3. Masing-masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk pencapaian tujuan.

4. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja dapat berjalan lebih baik. Serta terdapat adanya staff yang terdiri atas beberapa ahli, sehingga dapat terjalin kelancaran dan kemajuan perusahaan.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur utama.

Berdasarkan kelebihan dari sistem organisasi garis dan staff tersebut, maka pembagian tanggung jawab dan wewenang diberikan pada setiap department, dimana pada setiap department akan dibagi menjadi beberapa bagian yang lebih kecil yaitu divisi untuk selanjutnya dibagi kembali menjadi unit-unit kerja.

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab Dalam Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi perusahaan merupakan pembagian jabatan dan tanggung jawab antara satu pengurus dan pengurus yang lain sesuai dengan struktural yang ada. Penjelasan mengenai tugas dan tanggung jawab dari setiap jabatan dalam organisasi perusahaan ini diterangkan sebagai berikut :

10.4.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung sesuai dengan besarnya saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan sahamnya paling sedikit satu tahun. Rapat umum pemegang saham adalah rapat dari pemegang para saham. Mereka mempunyai kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT). Rapat umum pemegang saham biasanya diadakan paling sedikit sekali dalam satu tahun dan selambat-lambatnya enam bulan sesudah tahun buku yang bersangkutan. Dimana melalui rapat pemegang saham mereka menetapkan :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha neraca perhitungan laba dan rugi tahunan.
3. Mengesahkan dan memberikan saran atas setiap keputusan ataupun rencana usaha yang diajukan oleh dewan direksi melalui dewan komisaris.

10.4.2. Dewan Komisaris

Pemegang saham dalam kesehariannya diwakili oleh Dewan Komisaris yang diangkat melalui rapat umum pemegang saham. Biasanya sebagai ketua dewan komisaris adalah salah seorang pemegang saham. Masa kerja dewan komisaris adalah dua tahun atau ditentukan sesuai dengan perjanjian dan anggaran dasar perseroan, seorang dewan komisaris dapat diberhentikan sewaktu-waktu apabila bertindak bertentangan dengan anggaran dasar peseroan ataupun kepentingan perseroan. Adapun tugas dan wewenang dewan komisaris adalah sebagai berikut :

1. Mengawasi kinerja dari dewan direksi beserta staff.
2. Menentukan dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai direktur untuk menjalankan perusahaan.
3. Memberhentikan sementara dewan direksi bila teguran dari dewan komisaris mengenai hal-hal yang berpotensi dapat merugikan perusahaan diabaikan.
4. Menilai, menyetujui dan menolak program dan rencana kerja yang diajukan oleh dewan direksi.
5. Mengevaluasi hasil yang diperoleh perusahaan serta memberikan nasehat maupun masukkan kepada direktur utama apabila mengadakan perubahan dalam perusahaan.
6. Meminta pertanggungjawaban dewan direksi atas segala sesuatu yang berkaitan dengan kemajuan perusahaan.
7. Mempertanggungjawabkan seluruh hasil yang didapat oleh perusahaan kepada para pemegang saham.

10.4.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tinggi secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Dalam keseharian direktur utama membawahi :

- Wakil Direktur Utama
- Direktur Teknik dan Produksi
- Direktur Administrasi dan Operasional

Adapun tugas direktur utama adalah sebagai berikut:

1. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana kerja dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Menetapkan kebijakan peraturan serta tata tertib baik keluar maupun dalam lingkungan perusahaan itu sendiri.
3. Mengurus dan mewakili perseroan baik di dalam negeri maupun luar negeri.

4. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
5. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
6. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perseroan, dan harus meminta ijin kepada dewan komisaris bila akan melakukan tindakan yang berhubungan dengan perseroan (peminjaman uang di Bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang dan lain sebagainya).

10.4.4 Wakil Direktur Utama

Wakil direktur utama dalam kesehariannya adalah merupakan pelaksana tugas direktur utama secara langsung dilapangan dan sebagai penanggung jawab dalam pelaksanaan setiap keputusan dan kebijakan yang telah di putuskan oleh direktur utama. Adapun tugas wakil direktur utama adalah sebagai berikut :

1. Melaksanakan dan mengawasi secara langsung setiap ketetapan strategi, rumusan rencana kerja perusahaan dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
3. Mengkoordinasi kerjasama antara direktur teknik dan produksi dengan direktur administrasi dan operasional.
4. Mengangkat dan memberhentikan staff perusahaan dengan mengajukan keputusan tersebut kepada direktur utama.
5. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan untuk selajutnya dilaporkan kepada direktur utama.
6. Mengevaluasi hasil kerja setiap departemen bersama direktur utama guna peningkatan kerja dikemudian hari.
7. Melaporkan dan mempertanggungjawabkan kepada direktur utama segala hal yang berkaitan dengan operasional perusahaan.

10.4.5 Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi membawahi divisi-divisi yang berhubungan secara langsung dengan proses produksi maupun hal-hal yang mendukung proses produksi serta bertanggung jawab penuh mengenai hal tersebut kepada direktur utama melalui wakil direktur utama, Adapun perincian dari tugas-tugas direktur teknik dan produksi adalah sebagai berikut:

1. Membantu direktur utama dalam bidang teknik proses dan produksi serta pengawasan maupun pengembangan mutu sehingga dapat memajukan perusahaan.
2. Memberikan masukan dan informasi kepada direktur utama mengenai masalah teknik dan hal-hal yang berhubungan dengan masalah teknik yang bertujuan untuk memajukan perusahaan.
3. Melakukan perencanaan dan membuat jadwal produksi sesuai dengan target perusahaan.
4. Mengawasi secara tidak langsung mengenai proses produksi, pemeliharaan dan perbaikan alat-alat produksi yang dilakukan oleh divisi dan unit kerja pada masing-masing divisi.
5. Mengawasi tentang dokumentasi produk dan data-data penting yang berhubungan dengan kualitas produksi dan standard operasi.
6. Bertanggung jawab kepada direktur utama mengenai proses produksi dan penanganan produk.
7. Mengawasi pengembangan produk dan pendalian mutu dari hasil proses produksi.
8. Bertanggung jawab kepada direktur utama mengenai proses dan hasil dari pengolahan limbah hasil samping produksi.
9. Mengkoordinasi serta mengawasi pekerjaan dari setiap kepala bagian yang dibawahinya.

10.4.6 Direktur Administrasi dan Operasional

Direktur administrasi dan operasional membawahi divisi-divisi yang berhubungan secara langsung dengan segala hal yang berkaitan dengan pengelolaan perusahaan diluar proses produksi, tetapi sangat erat hubungannya dengan kegiatan perusahaan dalam hal pengelolaan hasil proses produksi. Direktur administrasi dan operasional bertanggung jawab penuh mengenai hal tersebut kepada direktur utama melalui wakil direktur utama, Adapun perincian dari tugas-tugas direktur administrasi dan operasional adalah sebagai berikut :

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama mengenai hal yang berhubungan dengan pengadaan sumber daya manusia, pengembangan karyawan dan kesejahteraan karyawan.
2. Memberikan masukan dan informasi kepada direktur utama mengenai masalah administrasi dan keuangan serta hal-hal yang berhubungan dengan masalah operasional yang bertujuan untuk memajukan perusahaan.

3. Bertanggung jawab mengenai pengaturan sistem administrasi dan keuangan yang ada dalam perusahaan serta mengelola segala hal yang berkaitan dengan lingkungan eksternal maupun internal perusahaan.
4. Bertanggung jawab terhadap kelancaran logistik (penyediaan bahan baku) serta pemasaran produk yang telah dihasilkan dari proses produksi.
5. Membuat perencanaan dan penyusunan neraca keuangan guna kelancaran administrasi perusahaan serta manajemen sistem informasi.
6. Mengkoordinasi serta mengawasi pekerjaan dari setiap kepala bagian yang dibawahinya.

10.4.7. Kepala Bagian (*Manager*)

10.4.7.1. Kepala Bagian Teknik (*Manager Teknik*)

Kepala Bagian Teknik adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan kelancaran produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya. Adapun unit kerja yang yang dibawahinya oleh kepala bagian teknik antara lain adalah :

1. Unit Teknis dan Pemeliharaan

Unit teknis dan pemeliharaan bertugas melaksanakan dan mengatur segala hal yang bersifat sebagai pendukung proses produksi, serta bertugas pula sebagai penanggung jawab atas seluruh perawatan, pemeliharaan dan perbaikan alat termasuk alat utilitas, gedung dan taman.

2. Unit Perencanaan Produksi

Unit perencanaan produksi bertugas merencanakan dan mendesign proses produksi baik proses lama maupun proses baru yang akan digunakan untuk peningkatan jumlah maupun kualitas produk hasil proses produksi

3. Unit K₃

Unit K₃ bertugas sebagai penanggung jawab terhadap berjalannya instruksi *industrial safety* yang mengatur mengenai keselamatan kerja dari para karyawan, termasuk memberikan pelatihan keselamatan kerja kepada para karyawan. Program K₃ meliputi upaya perlindungan terhadap semua tenaga sumber, proses dan hasil produksi kerja yang masuk dalam kawasan perusahaan, serta teknologi pencegah kecelakaan kerja. Unit K₃ bertanggung jawab pula terhadap keamanan sarana proses dan pemadaman api bila terjadi kebakaran.

10.4.7.2. Kepala Bagian Produksi (*Manager Produksi*)

Kepala Bagian produksi adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan proses produksi, termasuk penyediaan system utilitas, bahan baku, pengendalian proses kualitas produk, pengembangan produk serta pengolahan limbah yang nantinya akan dihasilkan. Adapun unit kerja yang dibawah oleh kepala bagian produksi antara lain adalah :

1. Unit Utilitas

Unit utilitas bertugas mengatur dan mengawasi penyediaan sarana utilitas untuk proses produksi yang meliputi air pendingin, nitrogen cair sebagai pendingin, steam, air umpan boiler, bahan bakar serta pengolahan kembali dari utilitas yang telah digunakan untuk kemudian dapat digunakan kembali.

2. Unit Bahan Baku

Unit bahan baku bertugas mengawasi dan mengatur sirkulasi bahan baku dari gudang logistik termasuk menganalisa kualitas bahan baku dan mutu dari bahan baku sebelum digunakan dalam proses produksi agar produk yang dihasilkan mempunyai kualitas yang sesuai dengan standar yang telah ditetapkan. Selain itu unit bahan baku bertugas untuk menganalisa standar mutu bahan baku dari supplier yang akan bekerjasama dengan perusahaan.

3. Unit Proses dan Pengendalian Proses

Unit proses dan pengendalian proses bertugas sebagai pengawas langsung dilapangan terhadap proses produksi dan realisasi rencana produksi yang sedang berjalan serta terus mengawasi dan mengendalikan proses guna mendapatkan produk yang sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan.

4. Unit *Quality Assurance* (QA) dan *Quality Control* (QC)

Unit *Quality Assurance* (QA) bertugas sebagai unit yang bertanggung jawab terhadap penjaminan mutu dan semua dokumentasi produk serta penetapan *Standard Operational Process*, sedangkan Unit *Quality Control* (QC) bertugas sebagai penanggung jawab atas penjaminan mutu baik bahan baku, produk maupun bahan-bahan pendukung lainnya dengan tujuan agar produk yang dihasilkan memiliki kualitas terbaik.

5. **Unit *Research and Development* (R&D)**

Unit *Research and Development* (R&D) atau penelitian dan pengembangan merupakan unit yang bertanggung jawab atas semua standar kualitas bahan baku dan produk, serta bertugas untuk melakukan pengawasan terhadap penelitian dan pengembangan produk yang sedang dilakukan guna meningkatkan kualitas produk untuk pencapaian tujuan perusahaan.

6. **Unit Pengolahan Limbah**

Unit pengolahan limbah bertanggung jawab penuh terhadap proses pengolahan limbah hasil proses produksi sebelum nantinya dibuang atau diteruskan ke lingkungan sekitar pabrik guna mencegah pencemaran lingkungan yang diakibatkan oleh sifat limbah itu sendiri maupun proses pengolahan limbah yang kurang sempurna.

10.4.7.3 **Kepala Bagian Administrasi (*Manager Administrasi*)**

Kepala Bagian produksi adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan sistem pendataan dan pengelolaan perusahaan baik pengelolaan dalam lingkungan internal perusahaan maupun hubungan antara perusahaan dengan dunia luar atau eksternal. Adapun unit kerja yang dibawah oleh kepala bagian administrasi antara lain adalah:

1. **Unit *General Affair***

Unit *general affair* merupakan unit yang bertanggung jawab atas segala urusan internal maupun eksternal perusahaan. Unit *general affair* bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian administrasi untuk selanjutnya dilaporkan kepada direktur administrasi dan operasional sebelum diteruskan kepada direktur utama. Secara sederhana dan terperinci, tugas dari unit *general affair* antara lain adalah :

- *General Affair External* adalah bagian yang menangani masalah yang berhubungan dengan masyarakat/klien baik dalam maupun luar negeri. Kegiatan *General Affair External* meliputi : publikasi (mendesain semua fasilitas pada perusahaan dan mempromosikan semua aktivitas perusahaan), *Public Relation* (menjalin hubungan yang baik dengan karyawan maupun lingkungan, menangani surat masuk dan surat keluar serta membuat sistem informasi), *Social and Religion* (menjalankan aktivitas keagamaan, merencanakan dan mengusulkan aktivitas-aktivitas keagamaan, menjalin komunikasi yang baik dengan para ulama dan tokoh masyarakat).

- *General Affair Internal* adalah bagian yang menangani masalah yang berhubungan dengan administrasi, keamanan, kesehatan, kebersihan dan keindahan lingkungan serta bertanggung jawab atas fasilitas gedung dan fasilitas untuk karyawan yang ada dilingkungan perusahaan.

2. Unit Humas

Unit Humas bertugas dan bertanggung jawab atas semua urusan dan hubungan dengan masyarakat guna meningkatkan dan menjalin hubungan yang jauh lebih baik dengan tujuan dapat memajukan perusahaan. Selain itu unit humas juga bertugas membantu unit *general affair* dalam menjalin hubungan baik dengan para client maupun masyarakat sekitar perusahaan.

3. Unit Gudang dan Logistik

Unit gudang dan logistik bertugas dalam penyediaan bahan baku, pengepakan atau pengemasan produk jadi dan menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk ke luar pabrik. Unit gudang dan logistik juga mempunyai tugas lain yaitu :

- Bertugas untuk melakukan tes kestabilan produk dalam jangka waktu tertentu sehingga diperoleh masa kadaluwarsa dari produk yang dihasilkan.
- Bertugas untuk meneliti dan mengembangkan produk utama maupun hasil samping, apakah masih bisa dipergunakan kembali atau diubah menjadi produk dengan bentuk yang lain.

10.4.7.4 Kepala Bagian *Marketing (Manager Marketing)*

Kepala Bagian *marketing* adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua urusan pembelian maupun penjualan, termasuk menentukan daerah pemasaran dan perluasan daerah pemasaran serta peningkatan omset penjualan dari produk yang dihasilkan. Kepala bagian *marketing* bertanggung jawab langsung kepada direktur administrasi dan operasional. Adapun unit kerja yang dibawah oleh kepala bagian marketing adalah sebagai berikut :

1. Unit Pembelian

Unit pembelian bertugas dan bertanggung jawab atas pembelian dan penyediaan bahan baku baik bahan baku yang berasal dari dalam negeri maupun dari luar negeri. Selain itu unit pembelian bertanggung jawab penuh mengenai penyediaan sarana dan prasarana yang mendukung berjalannya kehidupan perusahaan baik dari sisi proses produksi maupun non proses produksi.

2. Unit Riset dan Pemasaran

Unit Riset dan pemasaran bertugas untuk meneliti dan mengupayakan agar hasil produksi dapat disalurkan ke jalur-jalur distribusi yang tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau. Unit ini juga bertugas untuk merencanakan strategi pemasaran yang efektif dan efisien serta bertugas dalam menarik minat konsumen untuk membeli produk yang dihasilkan.

10.4.7.5 Kepala Bagian *Human Resources Management (Manager HRM)*

Kepala Bagian *Human Resources Management* adalah kepala bagian yang bertanggung jawab menangani tentang sumber daya manusia dan kekaryawanan mulai dari penyediaan, penempatan dan kesejahteraan karyawan. Adapun unit kerja yang dibawah oleh kepala bagian Human resources Departement antara lain adalah:

1. Unit *Human Resources Departement (HRD)*

Unit *Human Resources Departement* adalah bagian yang bertugas untuk menangani tentang sumber daya manusia dan kekaryawanan yang meliputi :

- Bidang *recruitment* yang bertugas mencari dan menyeleksi calon karyawan yang sesuai untuk mengisi lowongan yang ada.
- Membuat desain organisasi untuk seluruh bagian di perusahaan dan sistem penilaian karyawan yang bertujuan untuk memilih siapa karyawan yang paling rajin dan berbakat sehingga dapat dijadikan contoh untuk karyawan lainnya maupun di promosikan untuk kenaikan jabatan.
- Membuat sistem remunerasi yaitu mekanisme untuk mengontrol fasilitas karyawan (*welfare*) dan regulasi jam kerja serta posisi kerja dari para karyawan.
- Menangani *payroll* atau bagian yang mengurus tentang balas jasa perusahaan kepada karyawan dalam bentuk gaji dan sistem penggajian karyawan.
- Melakukan *productivity control* atau pemantauan hasil produksi yang ditinjau dari *man power* yang ada dibagian tertentu dalam perusahaan.

2. Unit *Training and Employee Relation (TER)*

Unit *Training and Employee Relation* adalah bagian yang menangani tentang pelatihan dan kekaryawanan. Unit TER terbagi dalam dua unit dengan tugas dan tanggung jawab masing-masing yang antara lain yaitu :

- *Training Section*, secara garis besar unit ini menangani tentang pengembangan sumber daya manusia yang bertujuan untuk memenuhi kebutuhan pengembangan pengetahuan dan keterampilan karyawan untuk memenuhi standart kerja tertentu guna penyesuaian dengan tujuan perusahaan.

- *Employee Relation Section*, merupakan suatu *seksi* yang menangani tentang program yang bertujuan untuk membangun dan menjaga iklim kerjasama yang harmonis antara karyawan dengan pihak perusahaan sehingga tercapai tingkat produktivitas yang tinggi.

3. Unit *Managenent Information System* (MIS)

Bertanggung jawab sebagai pusat pengolahan data komputer dari seluruh departemen, divisi maupun unit kerja yang ada di dalam perusahaan.

10.4.7.6 Kepala Bagian Keuangan (Manager Keuangan)

Kepala Bagian Keuangan adalah kepala bagian yang bertanggung jawab menangani pengaturan keuangan (*cash flow*) dan menandai penyediaan serta pembelian bahan baku maupun peralatan dari sisi keuangan. Kepala bagian keuangan bertanggung jawab langsung kepada direktur administrasi dan operasional mengenai hal-hal yang menyangkut sistem keuangan perusahaan. Adapun unit kerja yang dibawah oleh kepala bagian keuangan antara lain adalah:

1. Unit Akutansi dan Pembukuan

Unit akutansi dan pembukuan bertugas dan bertanggung jawab penuh mengenai pembukuan dan pendataan sistem keuangan perusahaan serta mengkaji besaran gaji karyawan untuk selajutnya diajukan kepada kepala bagian keuangan dan dilaporkan kepada direktur keuangan dan opsional utuk kemudian diteruskan kepada direktur utama. Selain itu unit akutansi dan pembukuan memilki tugas sebagai perencana keuangan perusahaan dimasa yang akan datang serta melakukan perhitungan keuangan perusahaan untuk pembukuan setiap tahun.

2. Unit Kas dan Keuangan

Unit kas dan keuangan bertugas dan bertanggung jawab penuh terhadap urusan pengamanan keuangan, penyediaan uang untuk penggajian karyawan dan segala urusan keuangan perusahaan.

10.5. Jam Kerja

Pabrik etanol direncanakan bekerja dan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan selama 24 jam dalam satu hari, sisa hari yang ada dalam satu tahun akan digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shut down process*. Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja dikantor atau suatu perusahaan dalam satu minggu adalah total 40 jam kerja, dan jam kerja selebihnya dianggap lembur. Adapun perincian jam kerja dibedakan dalam dua bagian yang antara lain seperti dibawah ini :

a. Karyawan *Non-Shift* :

Karyawan *non-shift* bekerja selama 6 hari dalam satu minggu dengan total jam kerja 40 jam dalam satu minggu serta libur pada hari minggu dan hari libur nasional. Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang bekerja diluar proses produksi atau dengan kata lain merupakan karyawan yang bekerja dengan pekerjaan tidak kontinyu. Adapun ketentuan jam kerja untuk karyawan *non-shift* adalah sebagai berikut :

Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum`at : 08.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)

Sabtu : 08.00 – 13.00

b. Karyawan *Shift* :

Karyawan *shift* bekerja selama 24 jam dalam sehari yang terbagi menjadi 3 *shift*, dimana karyawan *shift* merupakan karyawan yang bekerja dengan jenis pekerjaan kontinyu atau langsung berhubungan dan menangani proses produksi pabrik. Karyawan *shift* yang bekerja dipabrik etanol ini terbagi menjadi 4 regu karyawan. Adapun ketentuan jam kerja untuk masing-masing *shift* adalah sebagai berikut :

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Hari minggu dan hari libur lainnya karyawan *shift* tetap bekerja seperti biasa, dimana karyawan *shift* diberikan libur satu hari setiap tiga hari kerja. Untuk memenuhi kebutuhan karyawan diperlukan 4 regu dimana jika tiga regu bekerja maka satu regu libur. Adapun jadwal kerja dari setiap regu shift dapat dilihat pada table berikut ini :

Tabel 10.5.1 Jadwal kerja karyawan shift.

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	L	P	P	P	L	S	S	S	L	M	M	M
B	P	L	S	S	S	L	M	M	M	L	P	P
C	S	S	L	M	M	M	L	P	P	P	L	S
D	M	M	M	L	P	P	P	L	S	S	S	L

Keterangan :

L	=	Libur	S	=	Siang atau <i>Shift II</i>
P	=	Pagi atau <i>Shift I</i>	M	=	Malam atau <i>Shift III</i>

10.6. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Karyawan dalam pabrik ini akan digolongkan menjadi beberapa golongan. Penggolongan karyawan ini akan dilakukan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik etanol ini, adapun penggolongan tersebut antarlain :

1. Direktur Utama
2. Wakil Direktur Utama
3. Direktur (Direktur teknik dan produksi serta Direktur administrasi dan operasional)
4. Kepala Bagian (*Manager*)
5. Kepala Unit satuan kerja (*Supervisor*)
6. Karyawan Unit satuan kerja (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya pada struktur organisasi dari pra rencana pabrik etanol dapat diuraikan sebagai berikut :

- | | | |
|---|---|-----------------------------|
| 1. Direktur Utama | : | Magister Teknik Kimia (S-2) |
| 2. Wakil Direktur Utama | : | Magister Teknik Kimia (S-2) |
| 3. Direktur (Kepala Departemen) | | |
| a. Direktur Teknik dan Produksi | : | Sarjana Teknik Kimia |
| b. Direktur Administrasi dan Operasional | : | Sarjana Ekonomi - Manajemen |
| 4. Kepala Bagian (<i>Manager</i>) | | |
| a. Divisi Teknik | : | Sarjana Teknik Kimia |
| b. Divisi Produksi | : | Sarjana Teknik Kimia |
| c. Divisi Administrasi | : | Sarjana Ilmu Administrasi |
| d. Divisi Marketing | : | Sarjana Ekonomi - Manajemen |
| e. Divisi HRM | : | Sarjana Psikologi |
| f. Divisi Keuangan | : | Sarjana Ekonomi - Manajemen |
| 5. Kepala Unit Satuan Kerja (<i>Supervisor</i>) | | |
| a. Unit Teknis dan Pemeliharaan | : | Sarjana Teknik Kimia |
| b. Unit Perencanaan Produksi | : | Sarjana Teknik Kimia |
| c. Unit K ₃ | : | Sarjana Teknik Kimia |
| d. Unit Utilitas | : | Sarjana Teknik Kimia |

e. Unit Bahan Baku	:	Sarjana Teknik Industri
f. Unit Proses dan Pengendalian Proses	:	Sarjana Teknik Kimia
g. Unit QA dan QC	:	Sarjana Teknik Kimia
h. Unit R & D	:	Sarjana Kimia (MIPA)
i. Unit Pengolahan Limbah	:	Sarjana Teknik Kimia
j. Unit <i>General Affair</i>	:	Sarjana <i>Public Relation</i>
k. Unit Humas	:	Sarjana <i>Public Relation</i>
l. Unit Gudang dan Logistik	:	Sarjana Teknik Industri
m. Unit Pembelian	:	Sarjana Ekonomi
n. Unit Riset dan Penjualan	:	Sarjana Ekonomi - Manajemen
o. Unit HRD	:	Sarjana Psikologi
p. Unit TER	:	Sarjana Psikologi
q. Unit MIS	:	Sarjana Ilmu Komputer
r. Unit Akutansi dan Pembukuan	:	Sarjana Ekonomi – Akutansi
s. Unit Kas dan Keuangan	:	Sarjana Ekonomi
t. Unit Kesehatan	:	Sarjana Kedokteran
6. Karyawan	:	Diploma / SMK

10.7. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada pra rencana pabrik etanol ini, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahapan proses, antara lain :

1. Proses Penyiapan Bahan Baku
2. Proses Reaksi
3. Proses Pemisahan
4. Proses Pemurnian
5. Proses Penanganan Produk
6. Proses Penyediaan Utilitas (Steam, Air, Nitrogen Cair, Listrik)

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 6 tahap. Berdasarkan *Vilbrant & Dryen, figure 6.35, page. 235*, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 250.000 ton/tahun dan beroperasi 330 hari/tahun adalah :

Jumlah karyawan = 60 orang-jam/hari/tahapan

Karena jumlah tahapan proses keseluruhan terbagi dalam 6 tahap, maka:

Karyawan proses = 60 orang-jam/hari/tahapan × 6 tahap
 = 360 orang-jam/hari

Direncanakan kegiatan produksi dalam satu hari dilaksanakan dalam 3 *shift* kerja dan masing-masing *shift* adalah 8 jam/hari, maka:

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= 360 \text{ orang-jam/hari} : 3 \text{ shift/hari} \\ &= 120 \text{ orang-jam/hari/shift} \end{aligned}$$

Karena setiap karyawan *shift* bekerja selama 8 jam/hari, maka :

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= 120 \text{ orang-jam/hari} : 8 \text{ jam/hari} \\ &= 15 \text{ orang-hari/shift} \end{aligned}$$

Karena karyawan *shift* terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :
Jumlah karyawan proses keseluruhan = 15 orang hari/shift × 4 regu = 60 orang setiap hari (untuk 4 regu). Sedangkan perincian kebutuhan tenaga kerja yang diperlukan pada pabrik Etanol ini dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel 10.7.1. Perincian kebutuhan tenaga kerja

No.	Jabatan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	5
2	Direktur Utama	1
3	Wakil Direktur Utama	1
4	Direktur Teknik dan Produksi	1
5	Direktur Administrasi dan Operasional	1
6	Kepala Bagian Teknik (<i>Engineering</i>)	1
7	Kepala Unit Teknis dan Pemeliharaan (<i>Maintenance</i>)	1
8	Karyawan Unit Teknis dan Pemeliharaan (<i>Maintenance</i>)	12
9	Kepala Unit Perencanaan Produksi (<i>Planing</i>)	1
10	Karyawan Unit Perencanaan Produksi (<i>Planing</i>)	8
11	Kepala Unit K ₃ (<i>Industrial Safety</i>)	1
12	Karyawan Unit K ₃ (<i>Industrial Safety</i>)	6
13	Kepala Bagian Produksi (<i>Production</i>)	1
14	Kepala Unit Utilitas (<i>Utility</i>)	1
15	Karyawan Unit Utilitas (<i>Utility</i>)	12
16	Kepala Unit Bahan Baku	1
17	Karyawan Unit Bahan Baku	6
18	Kepala Unit Proses dan Pengendalian Proses	1
19	Karyawan Unit Proses dan Pengendalian Proses	60
20	Kepala Unit <i>Quality Assurance and Quality Control</i>	1
21	Karyawan Unit <i>Quality Assurance and Quality Control</i>	12

22	Kepala Unit <i>Research and Development</i>	1
23	Karyawan Unit <i>Research and Development</i>	6
24	Kepala Unit Pengolahan Limbah	1
25	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	6
26	Kepala Bagian Administrasi	1
27	Kepala Unit <i>General Affair (GA)</i>	1
28	Karyawan Unit <i>General Affair (GA)</i>	6
29	Kepala Unit Humas	1
30	Karyawan Unit Humas	4
31	Kepala Unit Gudang dan Logistik	1
32	Karyawan Unit Gudang dan Logistik	8
33	Kepala Bagian <i>Marketing</i>	1
34	Kepala Unit Pembelian (<i>Purchasing</i>)	1
35	Karyawan Unit Pembelian (<i>Purchasing</i>)	4
36	Kepala Unit Riset dan Penjualan (<i>Market and Research</i>)	1
37	Karyawan Unit Riset dan Penjualan (<i>Market and Research</i>)	10
38	Kepala Bagian <i>Human Resources Management (HRM)</i>	1
39	Kepala Unit <i>Human Resources Department (HRD)</i>	1
40	Karyawan Unit <i>Human Resources Department (HRD)</i>	6
41	Kepala Unit <i>Training and Employee Relation (TER)</i>	1
42	Karyawan Unit <i>Training and Employee Relation (TER)</i>	6
43	Kepala Unit <i>Management Information System (MIS)</i>	1
44	Karyawan Unit <i>Management Information System (MIS)</i>	4
45	Kepala Bagian Keuangan	1
46	Kepala Unit Akutansi dan Pembukuan	1
47	Karyawan Unit Akutansi dan Pembukuan	2
48	Kepala Unit Kas dan Keuangan	1
49	Karyawan Unit Kas dan Keuangan	2
50	Dokter Perusahaan	1
51	Karyawan Poliklinik	4
52	Karyawan Kebersihan/Taman	10
53	Karyawan Keamanan	10
54	Karyawan Parkir	4
55	Sopir	5
Jumlah		248

10.8. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahan dari karyawan itu sendiri yang menyebabkan dia tidak melaksanakan tugasnya sebagai karyawan. Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan antara lain :

1. Tunjangan

- a. Tunjangan diluar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan.
- b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift)

2. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan (dua pasang setiap tahunnya), perlengkapan keselamatan kerja (misalnya helm, sarung tangan, sepatu boot (*safety shoe*), kacamata pelindung, masker dan lain-lain), selain itu fasilitas yang akan diberikan kepada karyawan adalah fasilitas antar jemput(bagi kepala unit dan karyawan), kendaraan dinas (kendaraan roda empat untuk direktur dan roda dua untuk kepala bagian), tempat tinggal dan lain-lain.

3. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut:

- a. Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah di tunjuk dan akan diberikan secara cuma-cuma.
- b. Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan akan mendapatkan penggantian ongkos pengobatan secara penuh.
- c. Untuk pengobatan berat akan diberikan bantuan berupa penggantian 50% biaya pengobatan yang akan diberikan langsung kepada dokter, rumah sakit maupun apotek yang telah ditunjuk perusahaan.

4. Insentif atau bonus

Insentif diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentif ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentif untuk golongan operatif (golongan kepala unit ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang telah dicapai.

5. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelum pengambilan hari cuti dengan tujuan untuk dipertimbangkan ijinnya.
- b. Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- c. Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
- d. Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

10.9. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik etanol ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan, dimana pembagian gaji disesuaikan kriteria sebagai berikut:

1. Status kepegawaian dari karyawan yang bersangkutan
2. Tingkat pendidikan.
3. Pengalaman kerja.
4. Tanggung jawab.
5. Kedudukan
6. Keahlian.
7. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu:

1. Karyawan reguler (Karyawan Tetap)

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dari dewan direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manager pabrik atas pengajuan kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

3. Karyawan borongan

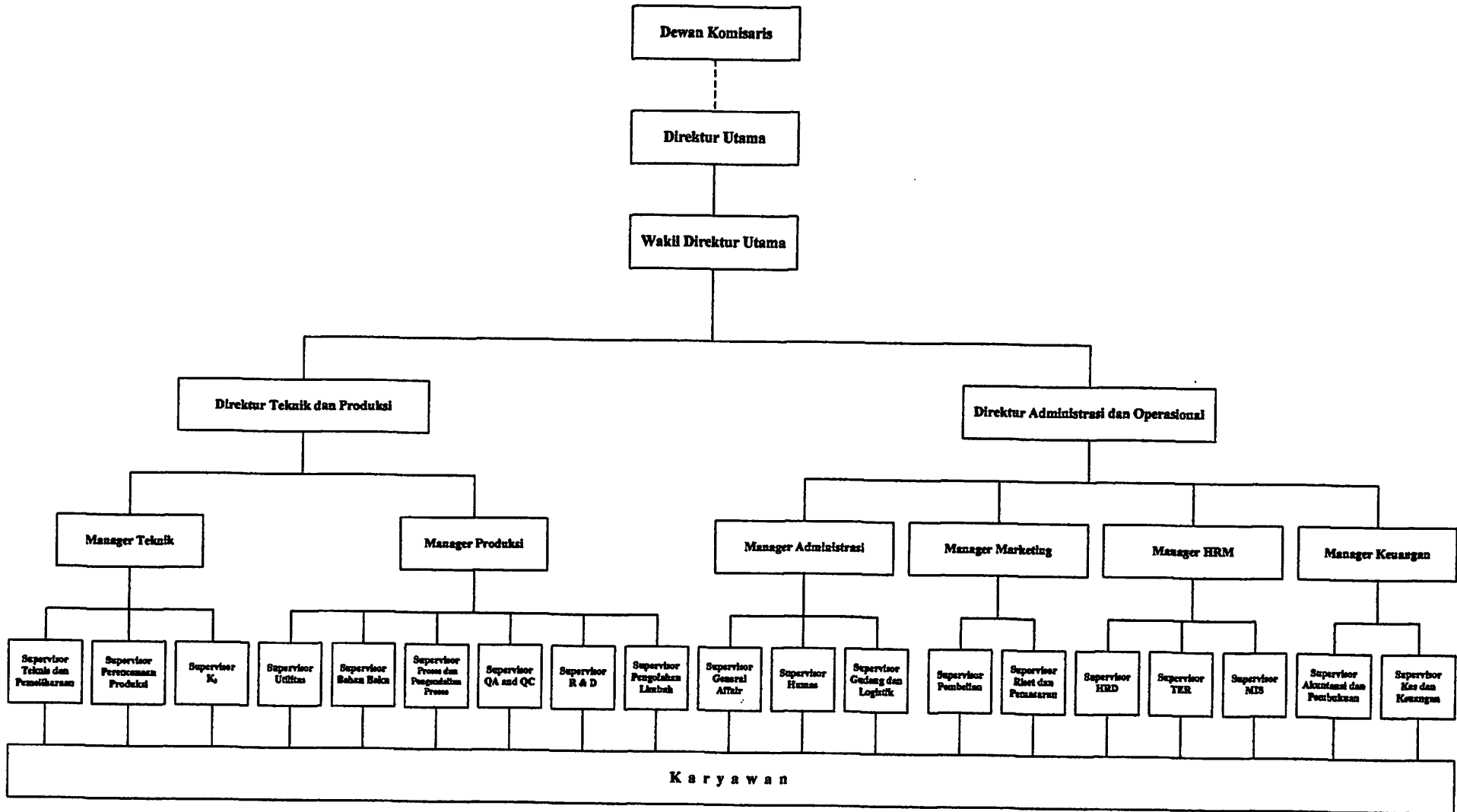
Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut dan dibayarkan setelah pekerjaannya selesai.

Adapun besaran upah (gaji) karyawan yang didasarkan pada pertimbangan seperti yang telah diutarakan diatas adalah sebagai berikut :

Tabel 10.9.1. Daftar upah (gaji) karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/Orang)	Total
1	Dewan Komisaris	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
2	Direktur Utama	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
3	Wakil Direktur Utama	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
4	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 9.000.000	Rp 9.000.000
5	Direktur Administrasi dan Operasional	1	Rp 9.000.000	Rp 9.000.000
6	Kepala Bagian Teknik (<i>Engineering</i>)	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
7	Kepala Unit Teknis dan Pemeliharaan (<i>Maintenance</i>)	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
8	Karyawan Unit Teknis dan Pemeliharaan (<i>Maintenance</i>)	12	Rp 1.500.000	Rp 18.000.000
9	Kepala Unit Perencanaan Produksi (<i>Planing</i>)	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
10	Karyawan Unit Perencanaan Produksi (<i>Planing</i>)	8	Rp 1.500.000	Rp 12.000.000
11	Kepala Unit K ₃ (<i>Industrial Safety</i>)	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
12	Karyawan Unit K ₃ (<i>Industrial Safety</i>)	6	Rp 1.300.000	Rp 7.800.000
13	Kepala Bagian Produksi (<i>Production</i>)	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
14	Kepala Unit Utilitas (<i>Utility</i>)	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
15	Karyawan Unit Utilitas (<i>Utility</i>)	12	Rp 1.300.000	Rp 15.600.000
16	Kepala Unit Bahan Baku	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
17	Karyawan Unit Bahan Baku	6	Rp 1.300.000	Rp 7.800.000
18	Kepala Unit Proses dan Pengendalian Proses	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
19	Karyawan Unit Proses dan Pengendalian Proses	60	Rp 1.500.000	Rp 90.000.000
20	Kepala Unit <i>Quality Assurance and Quality Control</i>	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
21	Karyawan Unit <i>Quality Assurance and Quality Control</i>	12	Rp 1.500.000	Rp 18.000.000
22	Kepala Unit <i>Research and Development</i>	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000

23	Karyawan Unit <i>Research and Development</i>	6	Rp 1.500.000	Rp 9.000.000
24	Kepala Unit Pengolahan Limbah	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
25	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	6	Rp 1.500.000	Rp 9.000.000
26	Kepala Bagian Administrasi	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
27	Kepala Unit <i>General Affair</i> (GA)	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
28	Karyawan Unit <i>General Affair</i> (GA)	6	Rp 1.500.000	Rp 9.000.000
29	Kepala Unit Humas	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
30	Karyawan Unit Humas	4	Rp 1.500.000	Rp 6.000.000
31	Kepala Unit Gudang dan Logistik	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
32	Karyawan Unit Gudang dan Logistik	8	Rp 1.300.000	Rp 10.400.000
33	Kepala Bagian <i>Marketing</i>	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
34	Kepala Unit Pembelian (<i>Purchasing</i>)	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
35	Karyawan Unit Pembelian (<i>Purchasing</i>)	4	Rp 1.500.000	Rp 6.000.000
36	Kepala Unit Riset dan Penjualan (<i>Market and Research</i>)	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
37	Karyawan Unit Riset dan Penjualan (<i>Market and Research</i>)	10	Rp 1.750.000	Rp 17.500.000
38	Kepala Bagian <i>Human Resources Management</i> (HRM)	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
39	Kepala Unit <i>Human Resources Department</i> (HRD)	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
40	Karyawan Unit <i>Human Resources Department</i> (HRD)	6	Rp 1.500.000	Rp 9.000.000
41	Kepala Unit <i>Training and Employee Relation</i> (TER)	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
42	Karyawan Unit <i>Training and Employee Relation</i> (TER)	6	Rp 1.750.000	Rp 10.500.000
43	Kepala Unit <i>Management Information System</i> (MIS)	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
44	Karyawan Unit <i>Management Information System</i> (MIS)	4	Rp 1.500.000	Rp 6.000.000
45	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
46	Kepala Unit Akutansi dan Pembukuan	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
47	Karyawan Unit Akutansi dan Pembukuan	2	Rp 1.500.000	Rp 3.000.000
48	Kepala Unit Kas dan Keuangan	1	Rp 2.550.000	Rp 2.550.000
49	Karyawan Unit Kas dan Keuangan	2	Rp 1.500.000	Rp 3.000.000
50	Dokter Perusahaan	1	Rp 2.000.000	Rp 2.000.000
51	Karyawan Poliklinik	4	Rp 1.300.000	Rp 5.200.000
52	Karyawan Kebersihan/Taman	10	Rp 1.200.000	Rp 12.000.000
53	Karyawan Keamanan	10	Rp 1.200.000	Rp 12.000.000
54	Karyawan Parkir	4	Rp 1.200.000	Rp 4.800.000
55	Sopir	5	Rp 1.200.000	Rp 6.000.000
Jumlah		248		Rp 452.050.000



Gambar 10.1. Bagan struktur organisasi pra rencana pabrik etanol

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Perencanaan pendirian suatu pabrik memerlukan beberapa pertimbangan dalam berbagai aspek, salah satu aspek dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak atau tidak untuk didirikan. Beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik adalah sebagai berikut :

- Laju pengembalian modal / *Return Of Investment* (ROI)
- Lama pengembalian modal / *Pay Out Time* (POT)
- Titik impas / *Break Event Point* (BEP)
- *Net Present Value* (NPV)
- *Internal Rate of Return* (IRR)

Sedangkan untuk menghitung faktor-faktor di atas perlu diadakan penaksiran yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses produksi, adapun penjelasan serta perhitungan untuk faktor-faktor tersebut antara lain menyangkut :

11.1. Faktor-faktor Penentu

A. Modal Investasi Total / *Total Capital Investment* (TCI)

Yaitu modal atau biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal hingga pabrik siap untuk beroperasi, dimana TCI terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment* (FCI)

Merupakan modal tetap yang dibutuhkan suatu industri yang akan didirikan, adapun yang termasuk *Fixed Capital Investment* (FCI) antara lain :

a. Biaya langsung (*Direct cost*), meliputi :

- Pembelian alat
- Instalasi peralatan
- Instrumentasi dan alat kontrol
- Perpipaan terpasang
- Listrik terpasang
- Tanah dan bangunan
- Fasilitas pelayanan
- Pengembangan lahan



b. Biaya tak langsung (*Indirect cost*)

- Teknik dan supervisi
- Konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dan besarnya kapasitas dalam beberapa waktu tertentu. Modal kerja terdiri dari :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji dalam waktu tertentu
- e. Uang tunai
- f. *Patent and royalty*
- g. Pemeliharaan
- h. Laboratorium

Sehingga :

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{Modal tetap (FCI)} + \text{Modal kerja (WCI)}$$

B. Biaya produksi / *Total Production Cost (TPC)*

Biaya produksi total adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu. Biaya produksi terdiri dari :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*), terdiri dari :
 - Biaya produksi langsung / *Direct Production Cost (DPC)*
 - Biaya tetap / *Fixed Charges (FC)*
 - *Biaya overhead pabrik / Plant Overhead Cost*
- b. Biaya umum (*General Expenses*), terdiri dari :
 - Biaya administrasi
 - Biaya distribusi
 - Litbang
 - Bunga

Sehingga :

$$\text{Total Production Cost (TPC)} = \text{Manufacturing Cost (MC)} + \text{General Expenses (GE)}$$

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = VC*)

Biaya variabel yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung.

Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengemasan

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung.

Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- *Plant overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- Biaya umum (*General Expenses*)
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

11.2. Penafsiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Oleh karena itu, digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat pada Pra Rencana Pabrik Etanol dari *Syngas* ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur Peters and Klaus D. Timmerhaus, Gael D. Ulrich dan www.matche.com. Untuk menaksir harga alat pada tahun 2015, maka digunakan persamaan sebagai berikut :

Harga alat sekarang = $\frac{\text{Nilai index tahun terhitung}}{\text{Nilai index original}} \times \text{Harga alat original}$

$$C_x = C_k \times \frac{I_x}{I_k}$$

(Peters and Klaus D. Timmerhaus. hal. 164)

Dimana :

C_x = Tafsiran harga pada saat ini

C_k = Tafsiran harga pada tahun k

I_x = Indeks harga saat in

I_k = Indeks harga tahun k

Sedangkan untuk menafsir harga peralatan yang sama dengan kapasitas berbeda digunakan persamaan sebagai berikut :

$$V_A = V_B \times \left(\frac{C_A}{C_B} \right)^n$$

(Peters and Klaus D. Timmerhaus. hal. 169)

Dimana :

V_A = Harga alat A

V_B = Harga alat B

C_A = Kapasitas A

C_B = Kapasitas B

n = Eksponen harga alat (Peters and Klaus D. Timmerhaus. hal. 170)

Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

A. Biaya Langsung (DC)

1	Harga peralatan (E)			Rp.	786.547.702.965,46
2	Instrumentasi & kontrol	36%	E	Rp.	283.157.173.067,57
3	Perpipaan terpasang (68%E)	68%	E	Rp.	534.852.438.016,51
4	Intalasi	39%	E	Rp.	306.753.604.156,53
5	Listrik Terpasang	11%	E	Rp.	86.520.247.326,20
	Harga diatas kapal (FOB)			Rp.	1.997.831.165.532,27
6	Angkutan kapal laut	13%	FOB	Rp.	259.718.051.519,20
	Ongkos + Muatan (CF)			Rp.	2.257.549.217.051,47
7	Asuransi	1%	CF	Rp.	22.575.492.170,51
	Biaya asuransi muatan (CIF)			Rp.	2.280.124.709.221,98
8	Angkutan ke <i>plant site</i>	11%	E	Rp.	86.520.247.326,20

9	Fasilitas & bengkel	70%	E	Rp.	550.583.392.075,82
10	Pemasangan alat	11%	E	Rp.	86.520.247.326,20
11	Tanah & bangunan			Rp.	39.249.750.000,00
	Total Biaya Langsung (TDC)			Rp.	3.042.998.345.950,21
B. Biaya Tidak Langsung (IC)					
12	<i>Engineering & Supervisi</i>	33%	E	Rp.	259.560.741.978,60
13	Biaya konstruksi	41%	E	Rp.	322.484.558.215,84
14	Biaya kontraktor	22%	E	Rp.	173.040.494.652,40
	Total Biaya Tidak Langsung (TIC)			Rp.	755.085.794.846,84
C. Total Plant Cost (TPC)					
15	Total Biaya Langsung (TDC)			Rp.	3.042.998.345.950,21
16	Total Biaya Tidak Langsung (TIC)			Rp.	755.085.794.846,84
	Total Plant Cost (TPC)			Rp.	3.798.084.140.797,05
17	Biaya tidak terduga	44%	E	Rp.	346.080.989.304,80
	D. Modal Tetap (FCI)			Rp.	3.798.084.140.797,05
E. Modal Kerja (WCI)					
18	Modal kerja	15%	TCI	Rp.	670.250.142.493,60
F. Total Capital Investment (TCI)					
19	Modal Tetap (FCI)			Rp.	3.798.084.140.797,05
20	Modal Kerja (WCI)			Rp.	670.250.142.493,60
	Total Capital Investment (TCI)			Rp.	4.468.334.283.290,65
Modal Perusahaan					
	Modal Pribadi (MP)	60%	TCI	Rp.	2.681.000.569.974,39
	Modal Pinjaman Bank (MPB)	40%	TCI	Rp.	1.787.333.713.316,26
Penentuan Biaya Produksi					
Manufacturing Cost					
A. Biaya produksi langsung (DPC)					
1	Bahan baku (1 tahun)			Rp.	1.160.997.741.387,15
2	Tenaga kerja (TK)			Rp.	5.424.600.000,00
3	Utilitas			Rp.	307.486.135.208,90
4	Maintenance dan perbaikan	2%	FCI	Rp.	75.961.682.815,94

5	Operating supplies (penyediaan bahan	1%	FCI	Rp	18.990.420.703,99
6	Laboratorium	10%	TK	Rp	542.460.000,00
7	Biaya supervisi	10%	TK	Rp	542.460.000,00
8	Produk dan royalti	1%	TPC	Rp	25.357.376.064,13
	Total DPC			Rp	1.595.302.876.180,11

B. Biaya tetap (FC)

1.	Depresiasi (peralatan,bangunan)	10%	FCI	Rp	379.808.414.079,71
2.	Pajak	3%	FCI	Rp	113.942.524.223,91
3.	Asuransi	1%	FCI	Rp	18.990.420.703,99
4.	Bunga	12,50%	MPB	Rp	223.416.714.164,53
	Total biaya tetap			Rp	736.158.073.172,13

C. Biaya plant overhead (Plant Overhead Cost)

Plant Overhead Cost (POC) = 70% dari ongkos buruh, supervisi, & maintenanc
 = Rp. 57.350.119.971,16

Total biaya *Manufacturing Cost* Rp 2.388.811.069.323,40

Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1	Biaya administrasi	15%	TK	Rp	813.690.000,00
2	Biaya distribusi dan penjualan	2%	TPC	Rp	50.714.752.128,26
3	Biaya R & D	2%	TPC	Rp	50.714.752.128,26
4	Financing	1%	TCI	Rp	44.683.342.832,91
	Total pengeluaran umum (GE)			Rp	146.926.537.089,42

Total Production Cost (TPC)

<i>Manufacturing Cost</i>	Rp	2.388.811.069.323,40
Biaya pengeluaran umum (General Expenses)	Rp	146.926.537.089,42
Total Production Cost (TPC)	Rp	2.535.737.606.412,82

4. Analisis Probabilitas

Asumsi yang diambil adalah

a. Modal

60% MP = Rp. 2.681.000.569.974,39

40% MPB = Rp. 1.787.333.713.316,26

b. Bunga kredit sebesar 12,50% per tahun

c. Masa Konstruksi :

Tahun I : 60% MP + 40% MPB

Tahun II : 60% MP + 40% MPB

d. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

e. Umur pabrik 10 tahun

f. Kapasitas produksi :

Tahun I : 65% dari produksi total

Tahun II : 85% dari produksi total

h. Pajak Penghasilan : 40% per tahun

* Menghitung Biaya Variabel (VC)

- Bahan Baku pertahun = Rp. 1.160.997.741.387,15

- Biaya Utilitas pertahun = Rp. 307.486.135.208,90

- Biaya Pengemasan = Rp. 959.751.294.414,88

- Produk dan royalti = Rp. 25.357.376.064,13

- Angkutan kapal laut = Rp. 259.718.051.519,20

Total Biaya Variable (VC) = Rp. 2.713.310.598.594,25

* Menghitung Biaya Semi Variable (SVC)

- Biaya Umum (GE) = Rp. 146.926.537.089,42

- Biaya Overhead = Rp. 57.350.119.971,16

- Penyediaan operasi = Rp. 50.714.752.128,26

- Perawatan dan Pemeliharaan = Rp. 75.961.682.815,94

- Gaji karyawan langsung = Rp. 5.424.600.000,00

- Biaya laboratorium = Rp. 50.714.752.128,26

- Supervisi = Rp. 542.460.000,00

Total Biaya Semi Variable (SVC) = Rp. 387.634.904.133,03

* Hasil Harga Penjualan (S) untuk kapasitas 100% adalah

S = Rp. 4.794.413.019.976,80

3. Laba Perusahaan untuk kapasitas 100%

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = Rp. 4.794.413.019.976,80

Laba kotor = Harga Jual - Biaya Produksi

$$= \text{Rp. } 4.794.413.019.977 - \text{Rp. } 2.535.737.606.412,82$$

$$= \text{Rp. } 2.258.675.413.563,9800$$

Pajak penghasilan = 40% × Laba kotor

$$= 40\% \times \text{Rp. } 2.258.675.413.563,9800$$

$$= \text{Rp. } 903.470.165.426$$

Laba Bersih = Laba kotor × (1 - % pajak)

$$= \text{Rp. } 2.258.675.413.564 \times (1 - 40\%)$$

$$= \text{Rp. } 1.355.205.248.138,39$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

$$C_A = \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat}$$

$$= \text{Rp. } 1.355.205.248.138,39 + \text{Rp. } 379.808.414.079,71$$

$$= \text{Rp. } 1.735.013.662.218,09$$

3.1 Laju Pengembalian Modal (*Rate On Investment* = ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{2.258.675.413.563,98}{3.798.084.140.797,05} \times 100\%$$

$$= 37,47\%$$

b. ROI setelah pajak

$$ROI_{AT} = \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{1.355.205.248.138,39}{3.798.084.140.797,05} \times 100\%$$

$$= 13,68\% \quad \text{dari modal investasi}$$

5. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{FCI}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{3.798.084.140.797,05}{1.735.013.662.218,09} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2,19 \text{ tahun} \end{aligned}$$

6. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

Diketahui :

- FC (biaya produksi tetap) = Rp. 736.158.073.172,13
- SVC (semi variable cost) = Rp. 387.634.904.133,03
- VC (variable cost) = Rp. 2.713.310.598.594,25
- S (harga penjualan) = Rp. 4.794.413.019.976,80

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 47,10\% \end{aligned}$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi

$$\begin{aligned} &= \text{BEP} \times \text{Kapasitas/tahun} \\ &= 47,10\% \times 250.000 \\ &= 117.757,2567 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{PB}_i = \frac{(100\% - \text{BEP}) - (100\% - \% \text{kapasitas})}{(100\% - \text{BEP})} \times \text{PB}$$

Tahun I diasumsikan kapasitas pabrik 65% dari kapasitas produksi total, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{PB}_i &= \frac{(100\% - 47,10\%) - (100\% - 65\%)}{(100\% - 47,10\%)} \times 1.355.205.248.138,39 \\ &= \text{Rp. } 458.517.412.598,72 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) Tahun I:

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 458.517.412.598,72 + \text{Rp. } 379.808.414.079,71 \\ &= \text{Rp. } 838.325.826.678,42 \end{aligned}$$

Tahun II diasumsikan kapasitas pabrik 85% dari kapasitas produksi total, sehingga :

$$\begin{aligned} PB_{II} &= \frac{(100\% - 47,10\%) - (100\% - 85\%)}{(100\% - 47,10\%)} \times 1.355.205.248.138,39 \\ &= \text{Rp. } 970.910.461.478,53 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) Tahun II:

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 970.910.461.478,53 + \text{Rp. } 379.808.414.079,71 \\ &= \text{Rp. } 1.350.718.875.558,23 \end{aligned}$$

7. *Shutting Down Point (SDP)*

SDP adalah titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi

$$SDP = \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - VC} \times 100\%$$

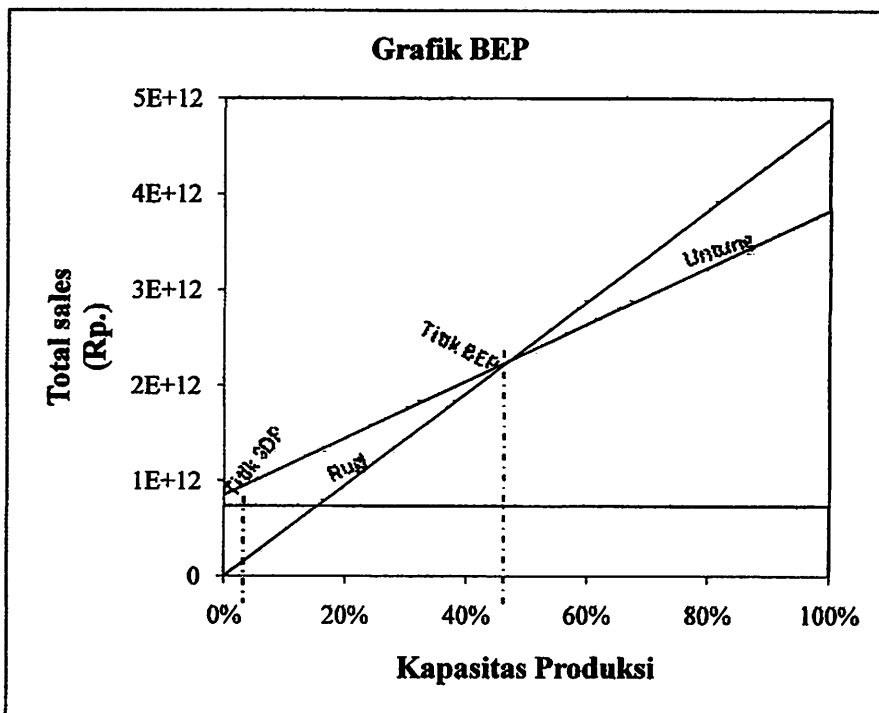
Diketahui :

- SVC (semi variable cost) = Rp. 387.634.904.133,03
- VC (variable cost) = Rp. 2.713.310.598.594,25
- S (harga penjualan) = Rp. 4.794.413.019.976,80

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{(0,3 \text{ SVC})}{S - 0,7\text{SVC} - VC} \times 100\% \\ &= 6,43\% \end{aligned}$$

Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi

$$\begin{aligned} &= SDP \times \text{Kapasitas/tahun} \\ &= 6,43\% \times 250.000 \\ &= 16.064,3677 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$



Net Present Value (NPV)

Diasumsikan masa kontruksi selama 2 tahun (tahun ke-1 = 40% & tahun ke-2 = 60%):

$$\begin{aligned}
 C_{A-2} &= 40\% \times FCI \times (1+i)^2 \\
 &= 40\% \times 3.798.084.140.797,05 \times 1,26563 \\
 &= \text{Rp. } 1.922.780.096.278,51
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{A-1} &= 60\% \times FCI \times (1+i)^1 \\
 &= 60\% \times 3.798.084.140.797,05 \times 1,125 \\
 &= \text{Rp. } 2.563.706.795.038,01
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{A0} &= -C_{A-1} - C_{A-2} \\
 &= -2.563.706.795.038,01 - 1.922.780.096.278,51 \\
 &= \text{Rp. } -4.486.486.891.316,51
 \end{aligned}$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

$$F_d = \frac{1}{(1+i)^n}$$

Tahun ke-	Cash Flow (C _A) (Rp.)	Fd i = 12,50%	NPV (Rp.)
0	-4.486.486.891.316,51	1	-4.486.486.891.316,51
1	838.325.826.678,42	0,8889	745.178.512.603,04
2	1.350.718.875.558,23	0,7901	1.067.234.667.107,74
3	1.735.013.662.218,09	0,7023	1.218.555.548.773,20
4	1.735.013.662.218,09	0,6243	1.083.160.487.798,40
5	1.735.013.662.218,09	0,5549	962.809.322.487,47
6	1.735.013.662.218,09	0,4933	855.830.508.877,75
7	1.735.013.662.218,09	0,4385	760.738.230.113,56
8	1.735.013.662.218,09	0,3897	676.211.760.100,94
9	1.735.013.662.218,09	0,3464	601.077.120.089,72
10	1.735.013.662.218,09	0,3079	534.290.773.413,09
WCI		670.250.142.493,60	
Total		4.688.850.182.541,99	

Tahun ke-	Cash Flow (C _A) (Rp.)	NPV i = 12,50%	NPV i = 13,10%
0	-4.486.486.891.316,51	-4.486.486.891.316,51	-4.486.486.891.316,51
1	838.325.826.678,42	745.178.512.603,04	741.238.470.840,01
2	1.350.718.875.558,23	1.067.234.667.107,74	1.055.978.753.237,55
3	1.735.013.662.218,09	1.218.555.548.773,20	1.199.328.670.146,52
4	1.735.013.662.218,09	1.083.160.487.798,40	1.060.433.212.485,29
5	1.735.013.662.218,09	962.809.322.487,47	937.623.377.255,28
6	1.735.013.662.218,09	855.830.508.877,75	829.036.272.369,49
7	1.735.013.662.218,09	760.738.230.113,56	733.024.749.144,20
8	1.735.013.662.218,09	676.211.760.100,94	648.132.416.838,87
9	1.735.013.662.218,09	601.077.120.089,72	573.071.550.787,10
10	1.735.013.662.218,09	534.290.773.413,09	506.703.559.009,26
WCI		670.250.142.493,60	670.250.142.493,60
Total		4.688.850.182.541,99	4.468.334.283.290,65

Modal awal (TCI) = Rp 4.468.334.283.290,65

$$\begin{aligned} \text{Ratio} &= \frac{\text{NPV}}{\text{TCI}} \\ &= \frac{4.468.334.283.290,65}{4.468.334.283.290,65} \\ &= 1,00 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai : 13,10% per tahun.

Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 12,50% per tahun

BAB XII

KESIMPULAN

Pra Rencana Pabrik Etanol dengan proses *Mixed Alcohol Synthesis Reaction* ini diharapkan mampu mencapai hasil produksi dan sesuai dengan tujuan pendirian pabrik. Berdasarkan seleksi proses pembuatan, tata letak pabrik serta pertimbangan lainnya, maka Pra Rencana Pabrik Etanol direncanakan didirikan di Daerah Ilir Timur II Kota Palembang, Provinsi Sumatera Selatan pada tahun 2015 dengan kapasitas 250.000 ton/tahun dengan memperhatikan berbagai aspek yang ada, adapun aspek aspek yang mendasari ditariknya kesimpulan ini antara lain :

12.1. Aspek Teknis

Ditinjau dari aspek teknis, proses pembuatan etanol ini menggunakan proses *Mixed Alcohol Synthesis Reaction* dengan menggunakan katalis MoS_2 yang lebih menguntungkan dari proses yang lainnya. Selain itu proses ini dinilai lebih baik dan sederhana dibandingkan dengan proses lain.

12.2. Aspek Sosial

Ditinjau dari aspek sosial, pendirian pabrik etanol ini dinilai menguntungkan karena :

- Dapat menciptakan lapangan kerja baru.
- Mengurangi tingkat pengangguran di daerah maupun di Indonesia.
- Meningkatkan pendapatan perkapita penduduk di daerah sekitar lokasi pabrik.
- Mendorong terciptanya kemandirian bangsa dalam meningkatkan kualitas dibidang industri non migas maupun pendukung sektor migas.

12.3. Aspek Lokasi Pabrik

Ditinjau dari aspek lokasi pendirian di daerah Ilir Timur II Kota Palembang ,Provinsi Sumatera Selatan, sangat menguntungkan karena :

- Lokasi pabrik dekat dengan bahan baku dan pemasaran produk
- Dekat dengan pelabuhan sehingga pembelian bahan baku dan distribusi penjualan produk lebih mudah.
- Tersedianya kebutuhan air, bahan bakar dan tenaga listrik yang memadai sehingga dapat memenuhi kebutuhan pabrik.

- Fasilitas sarana transportasi yang memadai baik untuk pengiriman bahan baku maupun produk.
- Tersedianya tenaga kerja yang memadai.

12.4. Aspek Pemasaran

Ditinjau dari aspek pemasaran produk utama yaitu etanol ini diperkirakan akan mendapatkan peluang keuntungan yang cukup besar karena :

- Kebutuhan etanol yang terus mengalami peningkatan dari tahun ke tahun akan membuka peluang pemasaran maupun perluasan sasaran pemasaran.
- Banyaknya manfaat etanol disegala bidang akan menjadikan etanol sebagai bahan yang akan terus diperlukan sehingga akan membuat industri etanol terus hidup.
- Semakin meningkatnya kebutuhan Bahan Bakar Minyak nasional dan semakin menipisnya cadangan minyak bumi akan membuka peluang pemasaran etanol sebagai bahan bakar campuran bensin (gasohol) sehingga akan membuka peluang pemasaran etanol untuk bahan bakar seperti tujuan awal pendirian pabrik.

12.5. Aspek Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk menguji kelayakan suatu pabrik untuk didirikan, baik dalam jangka waktu yang panjang maupun pendek. Ditinjau dari aspek ekonomi dan setelah melakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Etanol dengan kapasitas 250.000 ton/tahun, maka didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

- *Total Capital Investment* (TCI) = Rp. 4.468.334.283.290,65
- *Total Production Cost* (TPC) = Rp. 2.535.737.606.412,82
- *Rate Of Return* (ROI) :
- ROI *Before Tax* = 37,47 %
- ROI *After Tax* = 13,68 %
- *Pay Out Time* (POT) = 2,19 tahun
- *Break Event Point* (BEP) = 47,1 %
- *Net Present Value* (NPV) = Rp. 4.468.334.283.290,65 bernilai (+)
- *Internal Rate of Return* (IRR) = 13,10 %

Berdasarkan pada berbagai aspek tersebut, maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik Etanol dari *Syngas* dengan kapasitas 250.000 ton/tahun yang akan didirikan di Daerah Iilir Timur II Kota Palembang Provinsi Sumatera Selatan ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Anonymous. 2012. *Alibaba Manufacture Directory-Suppliers, manufactures, Exporters and Importers*, <http://www.alibaba.com>., diakses tanggal 24 Januari 2012.
- Anonymous. 2011. *Carbon dioxide*. <http://id.wikipedia.org/wiki/>., diakses tanggal 21 September 2011.
- Anonymous. 2011. *Ethanol*. <http://id.wikipedia.org/wiki/>., diakses tanggal 21 September 2011.
- Anonymous. 2012. *Heating Value Diesel Oil*. <http://www.bioenergy.ornl.gov/>., diakses tanggal 22 Januari 2012.
- Anonymous. 2011. *Liquid Nitrogen*. <http://id.wikipedia.org/wiki/>., diakses tanggal 21 September 2011.
- Anonymous. 2011. *Methanol*. <http://id.wikipedia.org/wiki/>., diakses tanggal 21 September 2011.
- Anonymous. 2011. *Molybdenum disulphite*. <http://id.wikipedia.org/wiki/>., diakses tanggal 17 Desember 2011.
- Anonymous. 2011. *Molybdenum disulphite*. <http://www.readesupersite.org/search/>., diakses tanggal 17 Desember 2011
- Anonymous. 2011. *Peta Wilayah Indonesia*. <http://www.googleearth.com/>., diakses tanggal 30 Desember 2011.
- Anonymous. 2012. *Procces Equipment Cost*. <http://www.matche.com/>., diakses tanggal 3 Januari 2012.
- Anonymous. 2011. *Produsen Ethanol di Indonesia*. <http://www.slideshare.net/>., diakses tanggal 3 September 2011.
- Anonymous. 2011. *Proyeksi Konsumsi Ethanol sebagai Campuran Premium*. Balai Besar Teknologi Pati-BPPT. <http://www.distan.pemda-diy.go.id/>., diakses tanggal 3 September 2011.
- Anonymous. 2011. *Syngas*. <http://id.wikipedia.org/wiki/>., diakses tanggal 11 November 2011.
- Anonymous. 2011. *Syngas Etanol Process for Synthesis Gas Upgrade*. [http:// www.abc-alternative-energy.de/](http://www.abc-alternative-energy.de/)., diakses tanggal 3 September 2011.
- Bejan, Adrian, dkk., (2003), "*Heat Transfer Handbook*", John Wiley & Sons Inc., New York.

- Benasconi, G., (1995), "*Chemical Technology Handbook*", Mc Graw Hill International Book Company, Singapore.
- Brownell, & E., Young, (1959). "*Process Equipment Design*". John Wiley & Sons Inc., New York .
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. 1983. "*Chemical Engineering*". Vol. 6. Oxford : Pergamon Press, New York.
- Geankoplis, Christie J., (1993). "*Transport Process & Unit Operation*", 3th edition, Prentice Hall Inc., New Delhi.
- Hasse, Herman C., (1945). "*Process Equipment Design*". D. Van Nostrand Company Inc., New Jersey.
- J. M. Smith and Van Ness. (1956), "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 5^{ed}, International Student edition. Mc. Graw Hill Book Company, Singapore.
- Kern, Donald Q., (1965). "*Process Heat Transfer*". Mc Graw Hill International Book Company, Singapore.
- Ludwig, Ernest E., (1999). "*Design For Chemical & Petroleum Plant*". Volume 1. 3th edition. Gulf Professional Publishing Company, Houston.
- Ludwig, Ernest E., (1999). "*Design For Chemical & Petroleum Plant*". Volume 2. 3th edition. Gulf Professional Publishing Company, Houston.
- Ludwig, Ernest E., (1999). "*Design For Chemical & Petroleum Plant*". Volume 3. 3th edition. Gulf Professional Publishing Company, Houston.
- Mc. Cabe, W. L. and J. C. Smith, (1987), "*Operasi Teknik Kimia*", jilid I, edisi ke-4, Erlangga, Jakarta.
- Mc. Cabe, W. L. and J. C. Smith, (1987), "*Operasi Teknik Kimia*", jilid II, edisi ke-4, Erlangga, Jakarta.
- Miller, Jr., J.W.; Schoor, G.R. & Yaws, C.L., (1976). "*Chemical Engineering*". John Wiley & Sons Inc., New York.
- Nurdyastuti, Indah, (2008), "*Teknologi Proses Bioethanol*", Jakarta.
- Othmer, Kirk. (1961). "*Encyclopedia of Chemical Technology*". Vol 1, 2nd ed. John Willey and son Inc. New York.
- Othmer, Kirk. (1961). "*Encyclopedia of Chemical Technology*". Vol 5, 2nd ed. John Willey and son Inc. New York.
- Othmer, Kirk. (1961). "*Encyclopedia of Chemical Technology*". Vol 9, 2nd ed. John Willey and son Inc. New York.

- Othmer, Kirk. (1961). "*Encyclopedia of Chemical Technology*". Vol 13, 2nd ed. John Willey and son Inc. New York.
- Othmer, Kirk. (1961). "*Encyclopedia of Chemical Technology*". Vol 16, 2nd ed. John Willey and son Inc. New York.
- Perry, Robert H. & Chilton, Cecil H., (1973). "*Chemical Engineer's Handbook*". 5th edition. Mc Graw Hill Company, New York.
- Perry, Robert H. & Chilton, Cecil H., (1997). "*Chemical Engineer's Handbook*" 7th edition. Mc Graw Hill Company, New York.
- Perry, Robert H. & Chilton, Cecil H., (2008). "*Chemical Engineer's Handbook*". 8th edition. Mc Graw Hill Company, New York.
- Philips, S. dkk., (2007), "*Thermochemical Ethanol via Indirect Gasification and Mixed Alcohol Synthesis of Lignocellulosic Biomass*", Neoterics International Inc., Springfiled.
- Prihandana, Rama, (2007), "*Bioethanol Ubi Kayu Bahan Bakar Masa Depan*", Argomedia, Jakarta.
- Savern, H.W. (1964). "*Steam Air and Gas Power*". 5th Edition, John Willey And Sons Inc, New York.
- Speight, James G., (2002). "*Chemical & Process Design Handbook*". Mc Graw Hill International Book Company, Singapore.
- Sugiharto, (1987), "*Dasar-dasar Pengolahan Air Limbah*", Universitas Indonesia, Jakarta.
- Taylor , Paul D., (1978), "*Homologation of Alkanols*", New York.
- Timmerhaus, Peters M.S., (2003). "*Plant Design & Economics For Chemical Engineering*". 5th edition. Mc Graw Hill International Book Company, Singapore.
- Ulrich, Gael D., (1984). "*A Guide To Chemical engineering Process Design & Economics*". John Willey Sons Inc., Kanada.
- Vilbrandt, Frank C., & Dryden, Charlese, (1959). "*Chemical Engineering Plant Design*". 4th edition. Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.
- Wallas, Stanley M., (1990), "*Chemical Process Equipment*", University of Kansas, United States of America.

APPENDIX A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

$$\text{Kapasitas Produksi} = 250.000 \text{ Ton Etanol/Tahun}$$

$$\text{Waktu Operasi} = 330 \text{ Hari/Tahun}$$
$$24 \text{ Jam/Hari}$$

$$\text{Kapasitas Produksi} = \frac{250.000 \text{ Ton}}{\text{Tahun}} \times \frac{1.000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}} \times \frac{1 \text{ Tahun}}{330 \text{ Hari}} \times \frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ Jam}}$$
$$= 31.566 \cdot \text{Kg/Jam}$$

Diketahui komposisi bahan baku

Komposisi	BM	% Massa
H ₂	2	7,8
CO ₂	44	18,1
CO	28	71,1
H ₂ O	18	0,3
CH ₄	16	2,1
C ₂ H ₄	28	0,5
N ₂	28	0,1
Total	-	100

Kebutuhan bahan baku syngas

$$\text{Konversi Reaksi} = 40 \%$$

$$\text{Selektivitas} = 80 \%$$

$$\text{Kapasitas Produksi} = \text{Konversi Reaksi} \times \text{Selektivitas} \times \text{Jumlah Bahan Baku}$$

$$\text{Jumlah Bahan Baku} = \frac{\text{Kapasitas Produksi}}{\text{Konversi} \times \text{Selektivitas}}$$

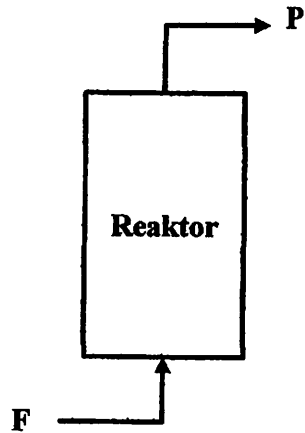
$$= \frac{31.566}{0,4 \times 0,8}$$

$$= 98.643 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{Basis Perhitungan} = 98.643 \text{ Kg/Jam}$$

1. Reaktor Konversi Etanol (R-110)

Fungsi : Mereaksikan serta mengkonversi *syngas* menjadi etanol dan *higher mixed alcohols*.



Neraca Massa : $F = P$

Kondisi Operasi

$$P = 70 \text{ atm}$$

$$T = 300^{\circ}\text{C}$$

Dimana : $F =$ Aliran Massa Bahan Baku

$P =$ Aliran Massa Hasil Reaksi

Perhitungan neraca masuk reaktor

Contoh untuk H_2 :

$$\text{Diket : BM} = 2$$

$$\% \text{ Massa} = 7,8$$

$$\text{Maka : Massa H}_2 = \% \text{ Massa} \times \text{Basis Perhitungan}$$

$$= 7,8\% \times 98.643$$

$$= 7.694 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{Mol H}_2 = \text{Massa H}_2 : \text{BM}$$

$$= 7.694 : 2$$

$$= 3.847 \text{ Kmol}$$

Komposisi	BM	% Massa	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	% Mol
H ₂	2	7,8	7.694	3.847,0770	55,56
CO ₂	44	18,1	17.854	405,7814	5,86
CO	28	71,1	70.135	2.504,8276	36,17
H ₂ O	18	0,3	296	16,4405	0,24
CH ₄	16	2,1	2.072	129,4689	1,87
C ₂ H ₄	28	0,5	493	17,6148	0,25
N ₂	28	0,1	99	3,5230	0,05
Total	-	100	98.643	6.924,7333	100

Reaksi yang terjadi didalam reaktor

Contoh perhitungan reaktan (Sample Reaksi 1)

- CO (Basis atau *limiting* reaktan dihitung terlebih dahulu)

$$\text{Mol mula-mula} = 2.504,8276 \text{ Kmol/Jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol bereaksi} &= \text{Konversi} \times \text{Mol mula-mula} \\ &= 40\% \times 2.504,8276 \\ &= 1.001,9310 \text{ Kmol/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol sisa} &= \text{Mol mula-mula} - \text{bereaksi} \\ &= 2.504,8276 - 1.001,9310 \\ &= 1.502,8966 \text{ Kmol/Jam} \end{aligned}$$

- H₂

$$\begin{aligned} \text{Mol mula-mula} &= 3.847,0770 \text{ Kmol} \\ \text{Mol bereaksi} &= (\text{Koef H}_2 / \text{Koef CO}) \times \text{Mol bereaksi CO} \\ &= 4/2 \times 1.001,9310 \\ &= 2.003,8621 \text{ Kmol/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol sisa} &= \text{Mol mula-mula} - \text{bereaksi} \\ &= 3.847,0770 - 2.003,8621 \\ &= 1.843,2149 \text{ Kmol/Jam} \end{aligned}$$

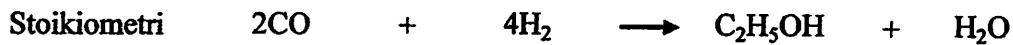
Contoh perhitungan produk

- C₂H₅OH

$$\begin{aligned} \text{Mol sisa} &= (\text{Koef C}_2\text{H}_5\text{OH} / \text{Koef CO}) \times \text{Mol bereaksi CO} \\ \text{(terbentuk)} & \quad 1/2 \quad \times \quad 1.001,9310 \\ & \quad 500,9655 \quad \text{Kmol/Jam} \end{aligned}$$

- H₂O

$$\begin{aligned} \text{Mol sisa} &= (\text{Koef H}_2\text{O} / \text{Koef CO}) \times \text{Mol bereaksi CO} \\ \text{(terbentuk)} & \quad 1/2 \quad \times \quad 1.001,9310 \\ & \quad 500,9655 \quad \text{Kmol/Jam} \end{aligned}$$

Reaksi 1Konversi CO 40% (CO sebagai basis atau *limiting* reaktan)

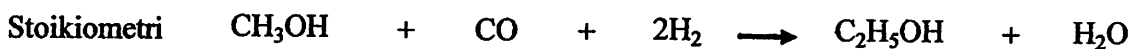
Mula-mula 2.504,8276 3.847,0770

Bereaksi 1.001,9310 2.003,8621

 Sisa 1.502,8966 1.843,2149 500,9655 500,9655
Reaksi 2Konversi CO 40% (CO sebagai basis atau *limiting* reaktan)

Mula-mula 1.502,8966 1.843,2149

Bereaksi 601,1586 1.202,3173

 Sisa 901,7379 640,8977 601,1586
Reaksi 3Selektivitas : 80% (H₂ sebagai basis atau *limiting* reaktan)

Mula-mula 601,1586 901,7379 640,8977

Bereaksi 256,3591 256,3591 512,7181

 Sisa 344,7996 645,3789 128,1795 256,3591 256,3591

Reaksi 4Selektivitas : 80% (H₂ sebagai basis atau *limiting* reaktan)

Stoikiometri	C ₂ H ₅ OH	+	CO	+	2H ₂	→	C ₃ H ₇ OH	+	H ₂ O
Mula-mula	256,3591		645,3789		128,1795				
Bereaksi	51,2718		51,2718		102,5436				
Sisa	205,0873		594,1071		25,6359		51,2718		51,2718

Reaksi 5Selektivitas : 80% (H₂ sebagai basis atau *limiting* reaktan)

Stoikiometri	C ₃ H ₇ OH	+	CO	+	2H ₂	→	C ₄ H ₉ OH	+	H ₂ O
Mula-mula	51,2718		594,1071		25,6359				
Bereaksi	10,2544		10,2544		20,5087				
Sisa	41,0175		583,8527		5,1272		10,2544		10,2544

Reaksi 6Selektivitas : 80% (H₂ sebagai basis atau *limiting* reaktan)

Stoikiometri	C ₄ H ₉ OH	+	CO	+	2H ₂	→	C ₅ H ₁₁ OH	+	H ₂ O
Mula-mula	10,2544		583,8527		5,1272				
Bereaksi	2,0509		2,0509		4,1017				
Sisa	8,2035		581,8018		1,0254		2,0509		2,0509

Reaksi 7Konversi CO 40% (CO sebagai basis atau *limiting* reaktan)

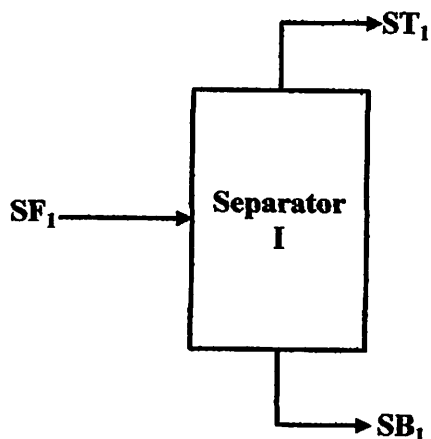
Stoikiometri	CO	+	H ₂ O	→	H ₂	+	CO ₂
Mula-mula	581,8018		837,3421				
Bereaksi	232,7207		232,7207				
Sisa	349,0811		604,6214		232,7207		232,7207

Jadi Neraca Massa Pada Reaktor Konversi Etanol

Komponen	Masuk <Aliran F> (Kg/Jam)	Keluar <Aliran P> (Kg/Jam)
H ₂	7.694	468
CO ₂	17.854	28.094
CO	70.135	9.774
H ₂ O	296	10.883
CH ₄	2.072	2.072
C ₂ H ₄	493	493
N ₂	99	99
CH ₃ OH	-	11.034
C ₂ H ₅ OH	-	32.478
C ₃ H ₇ OH	-	2.461
C ₄ H ₉ OH	-	607
C ₅ H ₁₁ OH	-	180
Total	98.643	98.643

2. Flash Separator I (H-123A)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* dari campuran hasil reaksi pada reaktor konversi *mixed alcohol*.



Kondisi Operasi

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = -10^{\circ}\text{C}$$

Dimana: SF_1 = Aliran Massa Bahan Baku Separasi I

ST_1 = Aliran Massa Hasil Atas Separasi I

SB_1 = Aliran Massa Hasil Bawah Separasi I

Neraca Massa Total :

$$SF_1 = ST_1 + SB_1 \quad \dots\dots\dots(1)$$

Neraca Massa Komponen :

$$SF_1 \cdot Z_i = ST_1 \cdot Y_i + SB_1 \cdot X_i \quad \dots\dots\dots(2)$$

Pada keadaan setimbang

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad \dots\dots\dots(3)$$

Persamaan (3) disubstituisikan ke pers (2) menjadi :

$$SF_1 \cdot Z_i = ST_1 \cdot K_i X_i + SB_1 \cdot X_i \quad \dots\dots\dots(4)$$

Jika pers (4) dibagi SF_1 , maka :

$$Z_i = \frac{ST_1}{SF_1} K_i X_i + \frac{SB_1}{SF_1} X_i \quad \dots\dots\dots(5)$$

Persamaan (1) disubstituisikan ke pers (5) menjadi :

$$Z_i = \frac{SF_1 - SB_1}{SF_1} K_i X_i + \frac{SB_1}{SF_1} X_i \quad \dots\dots\dots(6)$$

Dengan asumsi $\frac{SB_1}{SF_1} = R$ maka pers (6) menjadi :

$$Z_i = (1 - R) \cdot K_i X_i + R \cdot X_i$$

$$Z_i = X_i \{R + ([1-R] \cdot K_i)\}$$

$$X_i = \frac{Z_i}{R + ([1-R] \cdot K_i)} \quad \dots\dots\dots(7)$$

Untuk mencari nilai K_i di butuhkan persamaan Antoine serta konstanta Antoine untuk tiap-tiap komponen

Persamaan Antoine

$$\ln P^{\text{sat}} = A - \frac{B}{T + C} \quad \text{Dimana : } A, B, C = \text{Konstanta Antoine}$$

$$P^{\text{sat}} = \text{Tekanan Uap (mmHg)}$$

$$T = \text{Temperatur (K)}$$

Contoh perhitungan untuk komponen H₂

$$\text{Diket : } A = 13,6333 \quad B = 164,90 \quad C = 3,19$$

$$T = -10 \text{ }^\circ\text{C} = (-80+273)\text{K} = 263,15 \text{ K}$$

$$\ln P^{\text{sat}} = 13,6333 - \frac{164,90}{263,15 + 3,19}$$

$$\ln P^{\text{sat}} = 13,0142$$

$$P^{\text{sat}} = 4,487\text{E}+05 \text{ mmHg} = 5,904\text{E}+02 \text{ atm}$$

Komponen	A	B	C	P ^{sat} (mmHg)	P ^{sat} (atm)
H ₂	13,6333	164,90	3,19	4,487E+05	5,904E+02
CO ₂	22,5898	3103,39	-0,16	4,850E+04	6,382E+01
CO	14,3686	530,22	-13,15	2,085E+05	2,743E+02
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13	2,050E+00	2,698E-03
CH ₄	15,2243	597,84	-7,16	3,959E+05	5,209E+02
C ₂ H ₄	15,5368	1347,01	-18,15	2,290E+04	3,013E+01
N ₂	14,9542	588,72	-6,60	3,147E+05	4,141E+02
CH ₃ OH	18,5875	3626,55	-34,29	1,551E+01	2,040E-02
C ₂ H ₅ OH	18,9119	3803,98	-41,68	5,674E+00	7,465E-03
C ₃ H ₇ OH	17,5439	3166,38	-80,15	1,273E+00	1,675E-03
C ₄ H ₉ OH	17,2160	3137,02	-94,43	2,523E-01	3,320E-04
C ₅ H ₁₁ OH	16,5270	3026,89	-105,00	7,336E-02	9,653E-05

Menghitung nilai K_i untuk komponen H_2

$$K_i = \frac{P^{sat}}{P}$$

$$K_i = \frac{5,904E+02 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

$$K_i = 5,904E+02$$

Dengan melakukan iterasi menggunakan Ms. Excel didapatkan nilai $R = 0,5558$ untuk menghasilkan $\Sigma X_i = 1,00$

Menghitung nilai X_i didapatkan dari pers (7)

$$X_i = \frac{Z_i}{R + ([1-R] \cdot K_i)}$$

$$X_i = \frac{0,0759}{0,5558 + ([1-0,5558] \cdot 6,038E+02)}$$

$$X_i = 0,0003$$

Menghitung nilai Y_i didapatkan dari pers (3)

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i}$$

$$Y_i = K_i \cdot X_i$$

$$Y_i = 5,904E+02 \times 0,0003$$

$$Y_i = 0,1710$$

Menghitung molar total aliran bawah (SB_1) hasil separasi

Diket: $SF_1 = 3.078,6817 \text{ Kmol/jam}$

$$\frac{SB_1}{SF_1} = R$$

$$SB_1 = R \cdot SF_1$$

$$SB_1 = 0,5558 \times 3078,6817$$

$$SB_1 = 1.711,0447 \text{ Kmol/Jam}$$

Menghitung molar total aliran atas (ST_1) berdasarkan pers (1)

$$SF_1 = ST_1 + SB_1$$

$$ST_1 = SF_1 - SB_1$$

$$ST_1 = 3.079 - 1.711,0447$$

$$ST_1 = 1.367,6370 \text{ Kmol/Jam}$$

Komponen	Z_i	K_i	X_i	Y_i	ST_1 (Kmol/Jam)	SB_1 (Kmol/Jam)
H_2	0,0759	5,904E+02	0,0003	0,1706	1.367,6370	1.711,0447
CO_2	0,2074	6,382E+01	0,0072	0,4579		
CO	0,1134	2,743E+02	0,0009	0,2541		
H_2O	0,1964	2,698E-03	0,3526	0,0010		
CH_4	0,0421	5,209E+02	0,0002	0,0944		
C_2H_4	0,0057	3,013E+01	0,0004	0,0124		
N_2	0,0011	4,141E+02	0,0000	0,0026		
CH_3OH	0,1120	2,040E-02	0,1983	0,0040		
C_2H_5OH	0,2293	7,465E-03	0,4102	0,0031		
C_3H_7OH	0,0133	1,675E-03	0,0239	0,0000		
C_4H_9OH	0,0027	3,320E-04	0,0048	0,0000		
$C_5H_{11}OH$	0,0007	9,653E-05	0,0012	0,0000		
Total	1,00	-	1,00	1,00	3.078,6817	

Menghitung massa total aliran atas (ST_1) hasil separasi

$$ST_1 = Y_i \cdot \text{Molar } ST_1 \cdot \text{BM}$$

$$ST_1 = 0,1706 \times 1.367,6370 \times 2$$

$$ST_1 = 467 \text{ Kg/Jam}$$

Menghitung massa total aliran bawah (SB_1) hasil separasi

$$SB_1 = X_i \cdot \text{Molar } SB_1 \cdot \text{BM}$$

$$SB_1 = 0,0003 \times 1.711,0447 \times 2$$

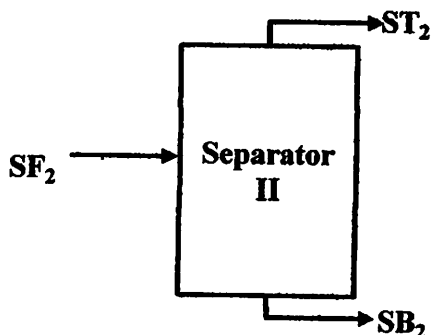
$$SB_1 = 1 \text{ Kg/Jam}$$

Jadi Neraca Massa Pada Flash Separator I

Komponen	Masuk <Aliran SF ₁ > (Kg/Jam)	Keluar	
		Atas <Aliran ST ₁ > (Kg/Jam)	Bawah <Aliran SB ₁ > (Kg/Jam)
H ₂	468	467	1
CO ₂	28.094	27.566	528
CO	9.774	9.718	56
H ₂ O	10.883	29	10.854
CH ₄	2.072	2.072	0
C ₂ H ₄	493	465	28
N ₂	99	99	0
CH ₃ OH	11.034	186	10.848
C ₂ H ₅ OH	32.478	192	32.286
C ₃ H ₇ OH	2.461	3	2.458
C ₄ H ₉ OH	607	0	607
C ₅ H ₁₁ OH	180	0	180
Total	98.643	40.797	57.846
		98.643	

3. Flash Separator II (H-123B)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan carbon dioksida dalam fase *liquid* sebagai produk samping, dari campuran produk atas pada proses pemisahan *flash separator* I.



Kondisi Operasi

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = -120^{\circ}\text{C}$$

Neraca Massa :

$$SF_2 = ST_2 + SB_2$$

Dimana: SF_2 = Aliran Massa Bahan Baku Separasi II

ST_2 = Aliran Massa Hasil Atas Separasi II

SB_2 = Aliran Massa Hasil Bawah Separasi II

Dengan menggunakan rumus yang identik pada alat *flash separator* I maka didapatkan :

Persamaan Antoine

$$\ln P^{\text{sat}} = A - \frac{B}{T+C} \quad \text{Dimana : } A, B, C = \text{Konstanta Antoine}$$

$$P^{\text{sat}} = \text{Tekanan Uap (mmHg)}$$

$$T = \text{Temperatur (K)}$$

Contoh perhitungan untuk komponen CO_2

Diket: $A = 22,5898$ $B = 3103,39$ $C = -0,16$

$T = -120 \text{ }^\circ\text{C} = (-100+273)\text{K} = 153,15 \text{ K}$

$$\ln P^{\text{sat}} = 22,5898 - \frac{3103,39}{153,15 + -0,16}$$

$$\ln P^{\text{sat}} = 2,30488$$

$$P^{\text{sat}} = 1,002\text{E}+01 \text{ mmHg} = 1,319\text{E}-02 \text{ atm}$$

Komponen	A	B	C	P^{sat} (mmHg)	P^{sat} (atm)
H_2	13,6333	164,90	3,19	2,903E+05	3,819E+02
CO_2	22,5898	3.103,39	-0,16	1,002E+01	1,300E-02
CO	14,3686	530,22	-13,15	3,939E+04	5,183E+01
H_2O	18,3036	3.816,44	-46,13	2,896E-08	3,810E-11
CH_4	15,2243	597,84	-7,16	6,813E+04	8,965E+01
C_2H_4	15,5368	1.347,01	-18,15	2,595E+02	3,415E-01
N_2	14,9542	588,72	-6,60	5,622E+04	7,397E+01
CH_3OH	18,5875	3.626,55	-34,29	6,632E-06	8,726E-09
C_2H_5OH	18,9119	3.803,98	-41,68	2,470E-07	3,251E-10
C_3H_7OH	17,5439	3.166,38	-80,15	6,049E-12	7,959E-15

Menghitung nilai K_i untuk komponen CO_2

$$K_i = \frac{P^{\text{sat}}}{P}$$

$$K_i = \frac{1,300\text{E-}02 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

$$K_i = 1,300\text{E-}02$$

Dengan melakukan iterasi menggunakan Ms. Excel didapatkan nilai $R = 0,4731$ untuk menghasilkan $\Sigma X_i = 1,00$

Menghitung nilai X_i didapatkan dari pers (7)

$$X_i = \frac{Z_i}{R + ([1-R] \cdot K_i)}$$

$$X_i = \frac{0,1710}{0,4731 + ([1-0,4731] \cdot 1,300\text{E-}02)}$$

$$X_i = 0,9540$$

Menghitung nilai Y_i didapatkan dari pers (3)

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i}$$

$$Y_i = K_i \cdot X_i$$

$$Y_i = 1,300\text{E-}02 \times 0,9540$$

$$Y_i = 0,0123$$

Menghitung molar total aliran bawah (SB_2) hasil separasi

Diket: $\text{SF}_2 = 1.368,3721 \text{ Kmol/jam}$

$$\frac{\text{SB}_2}{\text{SF}_2} = R$$

$$\text{SB}_2 = R \cdot \text{SF}_2$$

$$\text{SB}_2 = 0,4731 \times 1368,3721$$

$$\text{SB}_2 = 647,4255 \text{ Kmol/jam}$$

Menghitung molar total aliran atas (ST_2) berdasarkan pers (1)

$$SF_2 = ST_2 + SB_2$$

$$ST_2 = SF_2 - SB_2$$

$$ST_2 = 1.368 - 647,4255$$

$$ST_2 = 720,9466 \text{ Kmol/Jam}$$

Komponen	Z_i	K_i	X_i	Y_i	ST_2 (Kmol/Jam)	SB_2 (Kmol/Jam)
H_2	0,1710	3,819E+02	0,0010	0,3240	720,9466	647,4255
CO_2	0,4580	1,319E-02	0,9540	0,0123		
CO	0,2540	5,183E+01	0,0090	0,4740		
H_2O	0,0010	3,810E-11	0,0020	0,0000		
CH_4	0,0950	8,965E+01	0,0020	0,1790		
C_2H_4	0,0120	3,415E-01	0,0180	0,0060		
N_2	0,0030	7,397E+01	0,0000	0,0060		
CH_3OH	0,0040	8,726E-09	0,0080	0,0000		
C_2H_5OH	0,0030	3,251E-10	0,0060	0,0000		
C_3H_7OH	0,0000	7,959E-15	0,0000	0,0000		
Total	0,99	-	1,00	1,00	1.368,3721	

Menghitung massa total aliran atas (ST_2) hasil separasi

$$ST_2 = Y_i \cdot \text{Molar } ST_2 \cdot \text{BM}$$

$$ST_2 = 0,0123 \times 720,9466 \times 44$$

$$ST_2 = 390 \text{ Kg/Jam}$$

Menghitung massa total aliran bawah (SB_2) hasil separasi

$$SB_2 = X_i \cdot \text{Molar } SB_2 \cdot \text{BM}$$

$$SB_2 = 0,9540 \times 647,4255 \times 44$$

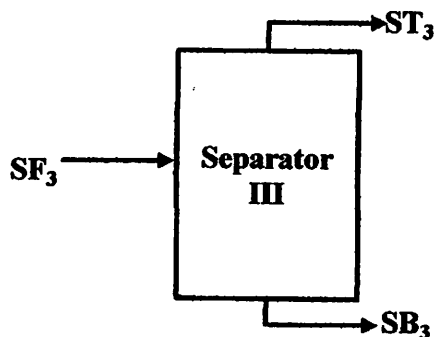
$$SB_2 = 27.176 \text{ Kg/Jam}$$

Jadi Neraca Massa Pada Flash Separator II

Komponen	Masuk <Aliran SF ₂ > (Kg/Jam)	Keluar	
		Atas <Aliran ST ₂ > (Kg/Jam)	Bawah <Aliran SB ₂ > (Kg/Jam)
H ₂	467	466	1
CO ₂	27.566	390	27.176
CO	9.718	9.555	163
H ₂ O	29	6	23
CH ₄	2.072	2.051	21
C ₂ H ₄	465	139	326
N ₂	99	99	0
CH ₃ OH	186	20	166
C ₂ H ₅ OH	192	13	179
C ₃ H ₇ OH	3	3	0
Total	40.797	12.742	28.055
		40.797	

4. Flash Separator III (H-123C) .

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* sebagai produk setengah jadi, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan *flash separator* I.



Kondisi Operasi

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = -5^{\circ}\text{C}$$

Neraca Massa :

$$SF_3 = ST_3 + SB_3$$

Dimana: SF₃ = Aliran Massa Bahan Baku Separasi III

ST₃ = Aliran Massa Hasil Atas Separasi III

SB₃ = Aliran Massa Hasil Bawah Separasi III

Dengan menggunakan rumus yang identik pada alat *flash separator* I & II maka didapatkan Persamaan Antoine

$$\ln P^{\text{sat}} = A - \frac{B}{T + C} \quad \text{Dimana : } A, B, C = \text{Konstanta Antoine}$$

$$P^{\text{sat}} = \text{Tekanan Uap (mmHg)}$$

$$T = \text{Temperatur (K)}$$

Contoh perhitungan untuk komponen $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$

$$\text{Diket : } A = 18,9119 \quad B = 3803,98 \quad C = -41,68$$

$$T = -5 \text{ }^\circ\text{C} = (-100+273)\text{K} = 268,15 \text{ K}$$

$$\ln P^{\text{sat}} = 18,9119 - \frac{3803,98}{268,15 + (-41,68)}$$

$$\ln P^{\text{sat}} = 2,11506$$

$$P^{\text{sat}} = 8,290\text{E}+00 \text{ mmHg} = 1,091\text{E}-02 \text{ atm}$$

Komponen	A	B	C	P^{sat} (mmHg)	P^{sat} (atm)
H_2	13,6333	164,90	3,19	4,539E+05	5,972E+02
CO_2	22,5898	3103,39	-0,16	6,045E+04	7,954E+01
CO	14,3686	530,22	-13,15	2,174E+05	2,860E+02
H_2O	18,3036	3816,44	-46,13	3,046E+00	4,008E-03
CH_4	15,2243	597,84	-7,16	4,140E+05	5,447E+02
C_2H_4	15,5368	1347,01	-18,15	2,556E+04	3,363E+01
N_2	14,9542	588,72	-6,60	3,288E+05	4,327E+02
CH_3OH	18,5875	3626,55	-34,29	2,176E+01	2,863E-02
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	18,9119	3803,98	-41,68	8,290E+00	1,091E-02
$\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$	17,5439	3166,38	-80,15	2,017E+00	2,654E-03
$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$	17,2160	3137,02	-94,43	4,309E-01	5,670E-04
$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{OH}$	16,5270	3026,89	-105,00	1,319E-01	1,735E-04

Menghitung nilai K_i untuk komponen C_2H_5OH

$$K_i = \frac{P^{sat}}{P}$$

$$K_i = \frac{1,091E-02 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

$$K_i = 1,091E-02$$

Dengan melakukan iterasi menggunakan Ms. Excel didapatkan nilai $R = 0,665$ untuk menghasilkan $\sum X_i = 1,00$

Menghitung nilai X_i didapatkan dari pers (7)

$$X_i = \frac{Z_i}{R + ([1-R] \cdot K_i)}$$

$$X_i = \frac{0,0239}{0,665 + ([1-0,665] \cdot 1,091E-02)}$$

$$X_i = 0,6136$$

Menghitung nilai Y_i didapatkan dari pers (3)

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i}$$

$$Y_i = K_i \cdot X_i$$

$$Y_i = 1,091E-02 \times 0,6136$$

$$Y_i = 0,0067$$

Menghitung molar total aliran bawah (SB_3) hasil separasi

$$\text{Diket : } SF_3 = 1.711,0447 \text{ Kmol/jam}$$

$$\frac{SB_3}{SF_3} \cong R$$

$$SB_3 = R \cdot SF_3$$

$$SB_3 = 0,6650 \times 1711,0447$$

$$SB_3 = 1.137,8447 \text{ Kmol/jam}$$

Menghitung molar total aliran atas (ST_3) berdasarkan pers (1)

$$SF_3 = ST_3 + SB_3$$

$$ST_3 = SF_3 - SB_3$$

$$ST_3 = 1.711 - 1.137,8447$$

$$ST_3 = 573,2000 \text{ Kmol/Jam}$$

Komponen	Z_i	K_i	X_i	Y_i	ST_3 (Kmol/Jam)	SB_3 (Kmol/Jam)
H_2	0,0003	5,972E+02	0,0000	0,0009	573,2000	1137,84
CO_2	0,0070	7,954E+01	0,0003	0,9209		
CO	0,0012	2,860E+02	0,0000	0,0592		
H_2O	0,3525	4,008E-03	0,1473	0,0021		
CH_4	0,0000	5,447E+02	0,0000	0,0000		
C_2H_4	0,0006	3,363E+01	0,0000	0,0017		
N_2	0,0000	4,327E+02	0,0000	0,0000		
CH_3OH	0,1982	2,863E-02	0,1938	0,0084		
C_2H_5OH	0,4103	1,091E-02	0,6136	0,0067		
C_3H_7OH	0,0239	2,654E-03	0,0360	0,0001		
C_4H_9OH	0,0048	5,670E-04	0,0072	0,0000		
$C_5H_{11}OH$	0,0012	1,735E-04	0,0018	0,0000		
Total	1,00	-	1,00	1,00		

Menghitung massa total aliran atas (ST_3) hasil separasi

$$ST_3 = Y_i \cdot \text{Molar } ST_2 \cdot \text{BM}$$

$$ST_3 = 0,0067 \times 573,2000 \times 46$$

$$ST_3 = 168 \text{ Kg/Jam}$$

Menghitung massa total aliran bawah (SB_3) hasil separasi

$$SB_3 = X_i \cdot \text{Molar } SB_3 \cdot \text{BM}$$

$$SB_3 = 0,6136 \times 1.137,8447 \times 46$$

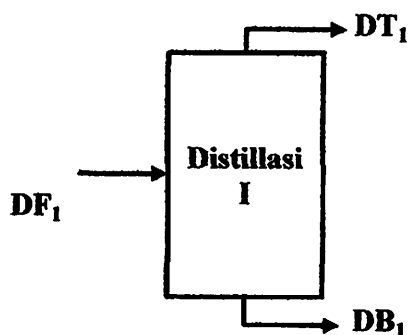
$$SB_3 = 32.118 \text{ Kg/Jam}$$

Jadi Neraca Massa Pada Flash Separator III

Komponen	Masuk <Aliran SF ₃ > (Kg/Jam)	Keluar	
		Atas <Aliran ST ₃ > (Kg/Jam)	Bawah <Aliran SB ₃ > (Kg/Jam)
H ₂	1	1	0
CO ₂	528	528	0
CO	56	56	0
H ₂ O	10.854	18	10.836
CH ₄	0	0	0
C ₂ H ₄	28	28	0
N ₂	0	0	0
CH ₃ OH	10.848	128	10.720
C ₂ H ₅ OH	32.286	168	32.118
C ₃ H ₇ OH	2.458	0	2.458
C ₄ H ₉ OH	607	0	607
C ₅ H ₁₁ OH	180	0	180
Total	57.846	927	56.919
		57.846	

5. Kolom Distilasi I (D-120)

Fungsi : Memisahkan komponen metanol dan etanol dengan *higher mixed alcohols*, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan *flash separator* III.



Neraca Massa :

$$DF_1 = DT_1 + DB_1$$

Dimana : DF_1 = Aliran Massa *Feed* Distilasi I

DT_1 = Aliran Massa *Top Product* Distilasi I

DB_1 = Aliran Massa *Bottom Product* Distilasi I

Komposisi *feed* (DF_1) masuk Kolom Distilasi I

Komponen	BM	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol (Z_i)	Titik Didih °C
H ₂ O	18	10.836	602,0000	0,3570	100
CH ₃ OH	32	10.720	335,0000	0,1986	64,6
C ₂ H ₅ OH	46	32.118	698,2174	0,4140	78,3
C ₃ H ₇ OH	60	2.458	40,9626	0,0243	97,2
C ₄ H ₉ OH	74	607	8,2013	0,0049	117,7
C ₅ H ₁₁ OH	88	180	2,0507	0,0012	137,8
Total	-	56.919	1.686,4320	1,00	-

Asumsi komposisi *Top Product* (DT_1)

Untuk komponen yang mempunyai titik didih negatif diasumsikan terdistilasi 100%
 Karena diinginkan untuk memisahkan etanol dengan *higher alcohols*-nya maka
 komponen metanol diasumsikan juga terdistilasi 100% sedangkan untuk etanol
 sendiri diasumsikan 99% terdistilasi, air 0,5 % serta propanol 1%
 Jadi massa untuk tiap-tiap komponen :

$$\text{Massa Top Product } (DT_1) = \% \text{ Asumsi} \times \text{Massa Feed } (DF_1)$$

Contoh perhitungan untuk komponen C₂H₅OH

$$\text{Diket : Massa C}_2\text{H}_5\text{OH dalam Feed} = 32.118 \text{ Kg/Jam}$$

$$\% \text{ Asumsi terdistilasi} = 99 \%$$

$$\text{Massa} = \% \times \text{Massa C}_2\text{H}_5\text{OH dalam Feed}$$

$$= 99\% \times 32.118 = 31.797 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{Mol} = \text{Massa} : \text{BM}$$

$$= 31.797 : 46 = 691,2352 \text{ Kmol/Jam}$$

Komponen	BM	Asumsi %	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol (Z_i)
H ₂ O	18	0,5	54	3,0100	0,0029
CH ₃ OH	32	100	10.720	335,0000	0,3254
C ₂ H ₅ OH	46	99	31.797	691,2352	0,6713
C ₃ H ₇ OH	60	1	25	0,4096	0,0004
C ₄ H ₉ OH	74	0	0	0,0000	0,0000
C ₅ H ₁₁ OH	88	0	0	0,0000	0,0000
Total	-		42.596	1.029,6548	1,00

Asumsi komposisi Bottom Product (DB₁)

Asumsi komposisi *bottom product* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\text{Asumsi bottom product} = 100\% - \text{Asumsi top product}$$

Contoh perhitungan untuk komponen C₂H₅OH

$$\text{Asumsi bottom product} = 100\% - 99\% = 1\%$$

$$\text{Diket : Massa C}_2\text{H}_5\text{OH dalam Feed} = 32.118 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{Massa} = \% \times \text{Massa C}_2\text{H}_5\text{OH dalam Feed}$$

$$= 1\% \times 32.118 = 321 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{Mol} = \text{Massa} : \text{BM}$$

$$= 321 : 46 = 6,9822 \text{ Kmol/Jam}$$

Komponen	BM	Asumsi %	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol (Z_i)
H ₂ O	18	99,5	10.782	598,9900	0,9120
CH ₃ OH	32	0	0	0,0000	0,0000
C ₂ H ₅ OH	46	1	321	6,9822	0,0106
C ₃ H ₇ OH	60	99	2.433	40,5530	0,0617
C ₄ H ₉ OH	74	100	607	8,2013	0,0125
C ₅ H ₁₁ OH	88	100	180	2,0507	0,0031
Total	-		14.324	656,7772	1,00

Untuk menentukan *bubble point* dan *dew point* untuk setiap aliran (DF_1 , DT_1 , DB_1) digunakan rumus sebagai berikut :

Persamaan Antoine

$$\ln P^{\text{sat}} = A - \frac{B}{T+C} \quad \text{Dimana : } A, B, C = \text{Konstanta Antoine}$$

$$P^{\text{sat}} = \text{Tekanan Uap (mmHg)}$$

$$T = \text{Temperatur (K)}$$

Keadaan kesetimbangan uap cair berlaku rumus :

$$\sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1 \quad \text{Untuk kondisi } \textit{bubble point}$$

$$\sum X_i = \sum \frac{Y_i}{K_i} = 1 \quad \text{Untuk kondisi } \textit{dew point}$$

$$\text{Dimana : } K_i = \frac{P^{\text{sat}}}{P}$$

Komponen	A	B	C
H ₂ O	18,3036	3.816,44	-46,13
CH ₃ OH	18,5875	3.626,55	-34,29
C ₂ H ₅ OH	18,9119	3.803,98	-41,68
C ₃ H ₇ OH	17,5439	3.166,38	-80,15
C ₄ H ₉ OH	17,2160	3.137,02	-94,43
C ₅ H ₁₁ OH	16,5270	3.026,89	-105,00

Kondisi Feed (DF_1) pada *Bubble Point*

$$X_i = \text{Fraksi mol } \textit{Feed} \text{ masuk Distilasi } (Z_i)$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{trial}} = 80,61 \text{ } ^\circ\text{C} = 353,76 \text{ K}$$

Komponen	X_i	P^{sat} (mmHg)	P^{sat} (atm)	K_i	Y_i
H ₂ O	0,3570	3,642E+02	4,793E-01	0,4793	0,1711
CH ₃ OH	0,1986	1,388E+03	1,827E+00	1,8267	0,3629
C ₂ H ₅ OH	0,4140	8,312E+02	1,094E+00	1,0937	0,4528
C ₃ H ₇ OH	0,0243	3,921E+02	5,159E-01	0,5159	0,0125
C ₄ H ₉ OH	0,0049	1,673E+02	2,201E-01	0,2201	0,0011
C ₅ H ₁₁ OH	0,0012	7,820E+01	1,029E-01	0,1029	0,0001
Total	1,00	-	-	-	1,00

Kondisi Feed (DF₁) pada Dew Point

Y_i = Fraksi mol *Feed* masuk Distilasi (Z_i)

$P_{operasi}$ = 1 atm

T_{trial} = 83,50 °C = 356,65 K

Komponen	Y_i	P^{sat} (mmHg)	P^{sat} (atm)	K_i	X_i
H ₂ O	0,3570	4,088E+02	5,379E-01	0,5379	0,6636
CH ₃ OH	0,1986	1,537E+03	2,022E+00	2,0224	0,0982
C ₂ H ₅ OH	0,4140	1,537E+03	2,022E+00	2,0224	0,2047
C ₃ H ₇ OH	0,0243	9,296E+02	1,223E+00	1,2231	0,0199
C ₄ H ₉ OH	0,0049	4,425E+02	5,822E-01	0,5822	0,0084
C ₅ H ₁₁ OH	0,0012	1,911E+02	2,514E-01	0,2514	0,0048
Total	1,00	-	-	-	1,00

Kondisi Top Product (DT₁) pada Bubble Point

X_i = Fraksi mol Asumsi Komposisi *Top Product* (Z_i)

$P_{operasi}$ = 1 atm

T_{trial} = 73,18 °C = 346,33 K

Komponen	X_i	p^{sat} (mmHg)	p^{sat} (atm)	K_i	Y_i
H ₂ O	0,0029	2,679E+02	3,525E-01	0,3525	0,0010
CH ₃ OH	0,3254	1,059E+03	1,394E+00	1,3938	0,4535
C ₂ H ₅ OH	0,6713	6,174E+02	8,123E-01	0,8123	0,5453
C ₃ H ₇ OH	0,0004	2,838E+02	3,734E-01	0,3734	0,0001
C ₄ H ₉ OH	0,0000	1,170E+02	1,540E-01	0,1540	0,0000
C ₅ H ₁₁ OH	0,0000	5,375E+01	7,073E-02	0,0707	0,0000
Total	1,00	-	-	-	1,00

Kondisi Top Product (DT₁) pada Dew Point

Y_i = Fraksi mol Asumsi Komposisi Top Product (Z_i)

$P_{operasi}$ = 1 atm

T_{trial} = 74,85 °C = 348,00 K

Komponen	Y_i	p^{sat} (mmHg)	p^{sat} (atm)	K_i	X_i
H ₂ O	0,0029	2,875E+02	3,782E-01	0,3782	0,0077
CH ₃ OH	0,3254	1,127E+03	1,483E+00	1,4831	0,2194
C ₂ H ₅ OH	0,6713	6,610E+02	8,697E-01	0,8697	0,7719
C ₃ H ₇ OH	0,0004	3,057E+02	4,022E-01	0,4022	0,0010
C ₄ H ₉ OH	0,0000	1,271E+02	1,672E-01	0,1672	0,0000
C ₅ H ₁₁ OH	0,0000	5,861E+01	7,711E-02	0,0771	0,0000
Total	1,00	-	-	-	1,00

Kondisi Bottom Product (DB₁) pada Bubble Point

X_i = Fraksi mol Asumsi Komposisi Bottom Product (Z_i)

$P_{operasi}$ = 1 atm

T_{trial} = 99,69 °C = 372,84 K

Komponen	X_i	P^{sat} (mmHg)	P^{sat} (atm)	K_i	Y_i
H ₂ O	0,9120	7,515E+02	9,888E-01	0,9888	0,9018
CH ₃ OH	0,0000	2,632E+03	3,463E+00	3,4627	0,0000
C ₂ H ₅ OH	0,0106	1,677E+03	2,207E+00	2,2069	0,0235
C ₃ H ₇ OH	0,0617	8,334E+02	1,097E+00	1,0966	0,0677
C ₄ H ₉ OH	0,0125	3,831E+02	5,040E-01	0,5040	0,0063
C ₅ H ₁₁ OH	0,0031	1,860E+02	2,447E-01	0,2447	0,0008
Total	1,00	-	-	-	1,00

Kondisi Bottom Product (DB₁) pada Dew Point

Y_i = Fraksi mol Asumsi Komposisi Bottom Product (Z_i)

$P_{operasi}$ = 1 atm

T_{trial} = 100,26 °C = 373,41 K

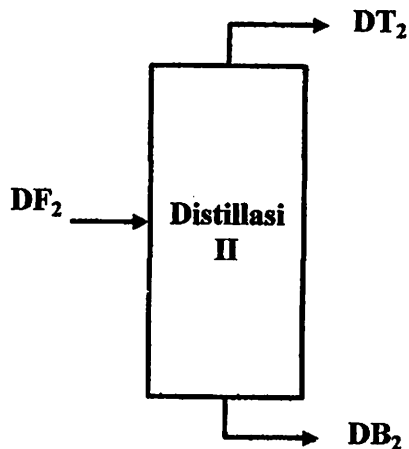
Komponen	Y_i	P^{sat} (mmHg)	P^{sat} (atm)	K_i	X_i
H ₂ O	0,9120	7,672E+02	1,009E+00	1,0094	0,9035
CH ₃ OH	0,0000	2,680E+03	3,527E+00	3,5266	0,0000
C ₂ H ₅ OH	0,0106	1,711E+03	2,252E+00	2,2516	0,0047
C ₃ H ₇ OH	0,0617	8,514E+02	1,120E+00	1,1203	0,0551
C ₄ H ₉ OH	0,0125	3,921E+02	5,160E-01	0,5160	0,0242
C ₅ H ₁₁ OH	0,0031	1,906E+02	2,508E-01	0,2508	0,0125
Total	1,00	-	-	-	1,00

Jadi Neraca Massa Pada Kolom Distillasi I

Komponen	Masuk <Aliran DF ₁ > (Kg/Jam)	Keluar	
		Top <Aliran DT ₁ > (Kg/Jam)	Bottom <Aliran DB ₁ > (Kg/Jam)
H ₂ O	10.836	54	10.782
CH ₃ OH	10.720	10.720	0
C ₂ H ₅ OH	32.118	31.797	321
C ₃ H ₇ OH	2.458	25	2.433
C ₄ H ₉ OH	607	0	607
C ₅ H ₁₁ OH	180	0	180
Total	56.919	42.596	14.323
		56.919	

6. Kolom Distillasi II (D-130)

Fungsi : Memisahkan komponen metanol dengan etanol, dari campuran produk atas pada proses distillasi I.



Neraca Massa :

$$DF_2 = DT_2 + DB_2$$

Dimana : DF_2 = Aliran Massa *Feed* Distillasi II

DT_2 = Aliran Massa *Top Product* Distillasi II

DB_2 = Aliran Massa *Bottom Product* Distillasi II

Komposisi feed (DF₂) masuk Kolom Distilasi II

Komponen	BM	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol (Z _i)	Titik Didih °C
H ₂ O	18	54	3,0100	0,0029	100
CH ₃ OH	32	10.720	335,0000	0,3254	64,6
C ₂ H ₅ OH	46	31.797	691,2352	0,6713	78,3
C ₃ H ₇ OH	60	25	0,4096	0,0004	97,2
Total	-	42.596	1.029,6548	1,00	-

Asumsi komposisi Top Product (DT₂)

Karena diinginkan untuk memisahkan metanol dengan etanol maka komponen metanol diasumsikan terdistilasi 99,88% sedangkan untuk etanol 1%
Jadi massa untuk tiap-tiap komponen :

$$\text{Massa Top Product (DT}_2\text{)} = \% \text{ Asumsi} \times \text{Massa Feed (DF}_2\text{)}$$

Contoh perhitungan untuk komponen CH₃OH

$$\text{Diket : Massa CH}_3\text{OH dalam Feed} = 10.720 \text{ Kg/Jam}$$

$$\% \text{ Asumsi terdistilasi} = 99,88 \%$$

$$\text{Massa} = \% \times \text{Massa CH}_3\text{OH dalam Feed}$$

$$= 99,88\% \times 10.720 = 10.707 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{Mol} = \text{Massa} : \text{BM}$$

$$= 10.707 : 32 = 334,5980 \text{ Kmol/Jam}$$

Komponen	BM	Asumsi %	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol (Z _i)
H ₂ O	18	7,5	4	0,2258	0,0007
CH ₃ OH	32	99,88	10.707	334,5980	0,9791
C ₂ H ₅ OH	46	1,00	317	6,8874	0,0202
C ₃ H ₇ OH	60	5	1	0,0205	0,0001
Total	-		11.029	341,7316	1,00

Asumsi komposisi Bottom Product (DB₂)

Asumsi komposisi *bottom product* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\text{Asumsi } \textit{bottom product} = 100\% - \text{Asumsi } \textit{top product}$$

Contoh perhitungan untuk komponen CH₃OH

$$\text{Asumsi } \textit{bottom product} = 100\% - 99,88\% = 0,12\%$$

$$\text{Diket : Massa CH}_3\text{OH dalam Feed} = 10.720 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{Massa} = \% \times \text{Massa CH}_3\text{OH dalam Feed}$$

$$= 0,12\% \times 10.720 = 13 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{Mol} = \text{Massa} : \text{BM}$$

$$= 13 : 32 = 0,4020 \text{ Kmol/Jam}$$

Komponen	BM	Asumsi %	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol (Z _i)
H ₂ O	18	92,5	50	2,7843	0,0040
CH ₃ OH	32	0,12	13	0,4020	0,0006
C ₂ H ₅ OH	46	99,00	31.480	684,3478	0,9948
C ₃ H ₇ OH	60	95	23	0,3891	0,0006
Total	-		31.566	687,9232	1,00

Untuk menentukan *bubble point* dan *dew point* untuk setiap aliran (DF₂, DT₂, DB₂)

digunakan rumus sebagai berikut :

Persamaan Antoine

$$\ln P^{\text{sat}} = A - \frac{B}{T + C}$$

Dimana : A, B, C = Konstanta Antoine

P^{sat} = Tekanan Uap (mmHg)

T = Temperatur (K)

Keadaan kesetimbangan uap cair berlaku rumus :

$$\sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1 \quad \text{Untuk kondisi } \textit{bubble point}$$

$$\sum X_i = \sum \frac{Y_i}{K_i} = 1 \quad \text{Untuk kondisi } \textit{dew point}$$

Dimana :

$$K_i = \frac{p^{sat}}{P}$$

Komponen	A	B	C
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13
CH ₃ OH	18,5875	3626,55	-34,29
C ₂ H ₅ OH	18,9119	3803,98	-41,68
C ₃ H ₇ OH	17,5439	3166,38	-80,15

Kondisi Feed (DF₂) pada Bubble Point

X_i = Fraksi mol Feed masuk Distilasi (Z_i)

$P_{operasi}$ = 1 atm

T_{trial} = 73,18 °C = 346,33 K

Komponen	X_i	p^{sat} (mmHg)	p^{sat} (atm)	K_i	Y_i
H ₂ O	0,0029	2,679E+02	3,525E-01	0,3525	0,0010
CH ₃ OH	0,3254	1,059E+03	1,394E+00	1,3938	0,4535
C ₂ H ₅ OH	0,6713	6,174E+02	8,123E-01	0,8123	0,5453
C ₃ H ₇ OH	0,0004	2,838E+02	3,734E-01	0,3734	0,0001
Total	1,00	-	-	-	1,00

Kondisi Feed (DF₂) pada Dew Point

Y_i = Fraksi mol Feed masuk Distilasi (Z_i)

$P_{operasi}$ = 1 atm

T_{trial} = 74,85 °C = 348,00 K

Komponen	Y_i	p^{sat} (mmHg)	p^{sat} (atm)	K_i	X_i
H ₂ O	0,0029	2,875E+02	3,782E-01	0,3782	0,0077
CH ₃ OH	0,3254	1,127E+03	1,483E+00	1,4831	0,2194

C₂H₅OH	0,6713	6,610E+02	8,697E-01	0,8697	0,7719
C₃H₇OH	0,0004	3,057E+02	4,022E-01	0,4022	0,0010
Total	1,00	-	-	-	1,00

Kondisi Top Product (DT₂) pada Bubble Point

X_i = Fraksi mol Asumsi Komposisi Top Product (Z_i)

$P_{operasi}$ = 1 atm

T_{trial} = 64,75 °C = 337,90 K

Komponen	X_i	P^{sat} (mmHg)	P^{sat} (atm)	K_i	Y_i
H₂O	0,0007	1,855E+02	2,441E-01	0,2441	0,0002
CH₃OH	0,9791	7,672E+02	1,009E+00	1,0094	0,9883
C₂H₅OH	0,0202	4,327E+02	5,694E-01	0,5694	0,0115
C₃H₇OH	0,0001	1,923E+02	2,531E-01	0,2531	0,0000
Total	1,00	-	-	-	1,00

Kondisi Top Product (DT₂) pada Dew Point

Y_i = Fraksi mol Asumsi Komposisi Top Product (Z_i)

$P_{operasi}$ = 1 atm

T_{trial} = 64,96 °C = 338,11 K

Komponen	Y_i	P^{sat} (mmHg)	P^{sat} (atm)	K_i	X_i
H₂O	0,0007	1,873E+02	2,464E-01	0,2464	0,0027
CH₃OH	0,9791	7,735E+02	1,018E+00	1,0178	0,9620
C₂H₅OH	0,0202	4,367E+02	5,746E-01	0,5746	0,0351
C₃H₇OH	0,0001	1,943E+02	2,556E-01	0,2556	0,0002
Total	1,00	-	-	-	1,00

Kondisi Bottom Product (DB₂) pada Bubble Point

X_i = Fraksi mol Asumsi Komposisi Bottom Product (Z_i)

P_{operasi} = 1 atm

T_{trial} = 78,39 °C = 351,54 K

Komponen	X_i	P^{sat} (mmHg)	P^{sat} (atm)	K_i	Y_i
H ₂ O	0,0040	3,328E+02	4,379E-01	0,4379	0,0018
CH ₃ OH	0,0006	1,282E+03	1,687E+00	1,6871	0,0010
C ₂ H ₅ OH	0,9948	7,617E+02	1,002E+00	1,0022	0,9970
C ₃ H ₇ OH	0,0006	3,566E+02	4,692E-01	0,4692	0,0003
Total	1,00	-	-	-	1,00

Kondisi Bottom Product (DB₂) pada Dew Point

Y_i = Fraksi mol Asumsi Komposisi Bottom Product (Z_i)

P_{operasi} = 1 atm

T_{trial} = 78,48 °C = 351,63 K

Komponen	Y_i	P^{sat} (mmHg)	P^{sat} (atm)	K_i	X_i
H ₂ O	0,0040	3,340E+02	4,394E-01	0,4394	0,0092
CH ₃ OH	0,0006	1,286E+03	1,692E+00	1,6924	0,0003
C ₂ H ₅ OH	0,9948	7,643E+02	1,006E+00	1,0056	0,9892
C ₃ H ₇ OH	0,0006	3,580E+02	4,710E-01	0,4710	0,0012
Total	1,00	-	-	-	1,00

Jadi Neraca Massa Pada Kolom Distilasi II

Komponen	Masuk <Aliran DF₂> (Kg/Jam)	Keluar	
		Top <Aliran DT₂> (Kg/Jam)	Bottom <Aliran DB₂> (Kg/Jam)
H₂O	54	4	50
CH₃OH	10.720	10.707	13
C₂H₅OH	31.797	317	31.480
C₃H₇OH	25	2	23
Total	42.596	11.030	31.566
		42.596	

APPENDIX B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 250.000 Ton Etanol/Tahun

= 31.566 Kg/Jam

Waktu Operasi = 330 Hari/Tahun

24 Jam/Hari

Suhu Referensi = 25 °C = 298,15 K

Data konstanta *heat capacity* (Cp) dari Coulson & Richardson's untuk tiap-tiap komponen adalah sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D
H ₂	27,143	9,2738E-03	-1,3810E-05	7,6451E-09
CO ₂	19,795	7,3436E-02	-5,6020E-05	1,7153E-08
CO	30,869	-1,2850E-02	2,7892E-05	-1,2720E-08
H ₂ O	32,243	1,9238E-03	1,0555E-05	-3,5960E-09
CH ₄	19,251	5,2126E-02	1,1974E-05	-1,1320E-08
C ₂ H ₄	3,806	1,5659E-01	-8,3480E-05	1,7551E-08
N ₂	31,150	-1,3570E-02	2,6796E-05	-1,1680E-08
CH ₃ OH	21,152	7,0924E-02	2,5870E-05	-2,8520E-08
C ₂ H ₅ OH	9,014	2,1407E-01	-8,3900E-05	1,3733E-09
C ₃ H ₇ OH	2,470	3,3252E-01	-1,8550E-04	4,2957E-08
C ₄ H ₉ OH	3,266	4,1801E-01	-2,2420E-04	4,6850E-08
C ₅ H ₁₁ OH	3,869	5,0451E-01	-2,6390E-04	5,1205E-08

Untuk menentukan harga Cp maka digunakan rumus sebagai berikut :

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

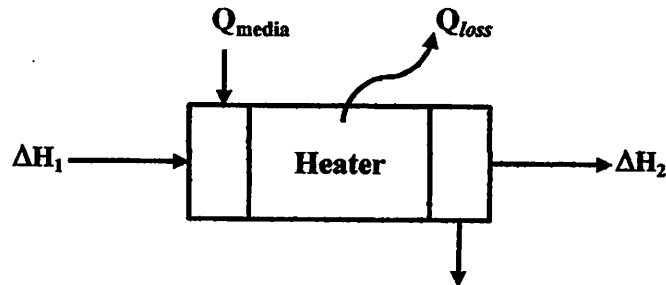
Dimana : Cp = Kapasitas panas (KJ/Kmol.K)

A, B, C, D = Konstanta kapasitas panas

T = Temperatur (K)

1. Heater (E-112)

Fungsi : Menaikkan suhu *syngas* yang keluar *storage* sebelum masuk reaktor konversi etanol dari $-250\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $27,17\text{ }^{\circ}\text{C}$.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q_{\text{media}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam produk

Q_{media} = Panas dari media pemanas

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam *heater*

Diketahui : $T_1 = -250,00\text{ }^{\circ}\text{C} = 23,15\text{ K}$

$T_2 = 27,17\text{ }^{\circ}\text{C} = 300,32\text{ K}$

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari *heater*

$$\Delta H = n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = n \int_{T_{\text{ref}}}^T (A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3) dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T - T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{\text{ref}})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen H_2

Diket : $n = 3847,0770\text{ Kmol/Jarr}$ Dari App. A

$T = T_1 = 23,15\text{ K}$

$T = T_2 = 300,32\text{ K}$

$T_1 - T_{\text{ref}} = -275\text{ K}$

$T_2 - T_{\text{ref}} = 2,17\text{ K}$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\frac{\Delta H_1}{n} = 27,143 \times -275 + \frac{9,2738E-03}{2} \times -275^2 + \frac{-1,3810E-05}{3} \times -275^3 + \frac{7,6451E-09}{4} \times -275^4$$

$$\Delta H_1 = -2,696E+07 \text{ KJ/Jam}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n} = 27,143 \times 2,17 + \frac{9,2738E-03}{2} \times 2,17^2 + \frac{-1,3810E-05}{3} \times 2,17^3 + \frac{7,6451E-09}{4} \times 2,17^4$$

$$\Delta H_2 = 2,265E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂	3847,0770	-2,696E+07	2,265E+05
CO ₂	405,7814	-9,146E+05	1,749E+04
CO	2504,8276	-2,301E+07	1,676E+05
H ₂ O	16,4405	-1,459E+05	1,149E+03
CH ₄	129,4689	-4,431E+05	5,420E+03
C ₂ H ₄	17,6148	9,650E+04	1,518E+02
N ₂	3,5230	-3,270E+04	2,378E+02
Total	-	-5,141E+07	4,185E+05

Menghitung panas media pemanas yang masuk dan panas yang hilang dari heater

$$\Delta H_1 + Q_{\text{media}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q_{\text{media}})$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,025\Delta H_1 + 0,025Q_{\text{media}}$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 + Q_{\text{media}} = \Delta H_2 + 0,025\Delta H_1 + 0,025Q_{\text{media}}$$

$$0,975\Delta H_1 + 0,975Q_{\text{media}} = \Delta H_2$$

$$Q_{\text{media}} = \frac{\Delta H_2 - 0,975\Delta H_1}{0,975}$$

$$Q_{\text{media}} = \frac{4,185\text{E}+05 - (0,975 \times -5,141\text{E}+07)}{0,975}$$

$$Q_{\text{media}} = 5,184\text{E}+07 \text{ KJ/Jam}$$

Menghitung kebutuhan *steam*

Diket : *Superheated steam* pada suhu 300 °C (573,15 K)

$$P = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Dari table F.2. HC. Van Ness diperoleh :

$$H_L = 419,064 \text{ KJ/Kg}$$

$$H_v = 3074,4 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda = H_v - H_L$$

$$= 3074,4 - 419,064$$

$$= 2655,336 \text{ KJ/Kg}$$

$$m = \frac{Q_{\text{media}}}{\lambda}$$

$$m = \frac{5,184\text{E}+07}{2655,336}$$

$$m = 19.521 \text{ Kg/Jam}$$

Jadi panas yang hilang dari *heater* (Q_{loss}) adalah

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q_{\text{media}})$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,025 \times (-5,141\text{E}+07 + 1,987\text{E}+06)$$

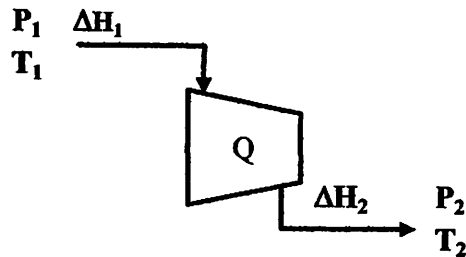
$$Q_{\text{loss}} = 1,073\text{E}+04 \text{ KJ/Jam}$$

Jadi Neraca Panas Pada Heater

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-5,141E+07	ΔH_2	4,185E+05
Q_{media}	5,184E+07	Q_{loss}	1,073E+04
Total	4,293E+05	Total	4,293E+05

2. Kompresor (G-113)

Fungsi : Menaikkan tekanan *syngas* yang keluar *storage* sebelum masuk reaktor konversi etanol dari 5 atm menjadi 70 atm.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam produk

Q = Panas dari kompresor

P = Tekanan

T = Temperatur

Diketahui : $T_1 = 27,17 \text{ }^\circ\text{C} = 300,32 \text{ K}$

$P_1 = 5 \text{ atm}$

$P_2 = 70 \text{ atm}$

Dengan menggunakan persamaan *compression processes* diperoleh nilai T_2

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{R/C_p}$$

Diket : $R = 8,314 \text{ KJ/Kmol.K}$

$C_p = 33,9486 \text{ KJ/Kmol.K}$

$$\frac{R}{C_p} = 0,2449$$

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{R/C_p}$$

$$T_2 = 300,32 \left(\frac{70}{5} \right)^{0,2449}$$

$$T_2 = 573,15 \text{ K} = 300 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta H = n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = n \int_{T_{\text{ref}}}^T A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T - T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{\text{ref}})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen CO₂

Diket : $n = 405,7814 \text{ Kmol/Jam}$ Dari App. A

$T = T_1 = 300,32 \text{ K}$

$T = T_2 = 573,15 \text{ K}$

$T_1 - T_{\text{ref}} = 2,17 \text{ K}$

$T_2 - T_{\text{ref}} = 275 \text{ K}$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\frac{\Delta H_1}{n} = 19,795 \times 2,17 + \frac{7,3436E-02}{2} \times 2,17^2 + \frac{-5,6020E-05}{3} \times 2,17^3 + \frac{1,7153E-08}{4} \times 2,17^4$$

$\Delta H_1 = 1,749E+04 \text{ KJ/Jam}$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n} = 19,795 \times 275 + \frac{7,3436E-02}{2} \times 275^2 + \frac{-5,6020E-05}{3} \times 275^3 + \frac{1,7153E-08}{4} \times 275^4$$

$\Delta H_2 = 3,188E+06 \text{ KJ/Jam}$

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂	3847,0770	2,265E+05	2,974E+07
CO ₂	405,7814	1,749E+04	3,188E+06
CO	2504,8276	1,676E+05	2,049E+07
H ₂ O	16,4405	1,149E+03	1,481E+05

CH₄	129,4689	5,420E+03	9,492E+05
C₂H₄	17,6148	1,518E+02	1,130E+05
N₂	3,5230	2,378E+02	2,897E+04
Total	-	4,185E+05	5,465E+07

Panas yang terjadi pada kompresor (Q)

Berdasarkan neraca panas pada kompresor bahwa :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$$

$$Q = \Delta H_2 - \Delta H_1$$

$$= 5,465E+07 - 4,185E+05$$

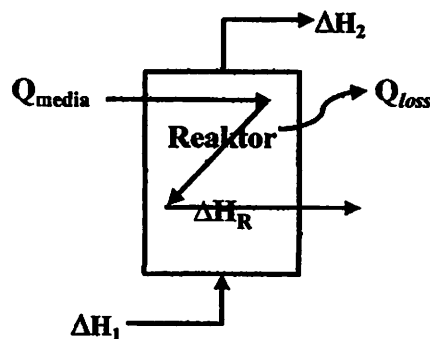
$$= 5,423E+07 \text{ KJ/Jam}$$

Jadi Neraca Panas Pada Kompresor

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	4,185E+05	ΔH_2	5,465E+07
Q	5,423E+07		
Total	5,465E+07	Total	5,465E+07

3. Reaktor Konversi Etanol (R-110)

Fungsi : Mereaksikan serta mengkonversi *syngas* menjadi etanol dan *higher mixed alcohols*.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q_{media} + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam produk

- ΔH_R = Panas akibat reaksi
 Q_{media} = Panas yang diserap media pendingin
 Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam reaktor

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari reaktor

$$\Delta H = n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = n \int_{T_{ref}}^T A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T - T_{ref})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{ref})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{ref})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen H₂O

Diket : $n_1 = 16,4405 \text{ Kmol/Jam}$ Dari App. A
 $n_2 = 604,6214 \text{ Kmol/Jam}$
 $T = 300 \text{ }^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$
 $T - T_{ref} = 275 \text{ K}$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\frac{\Delta H_1}{n_1} = 30,869 \times 275 + \frac{-1,2850E-02}{2} \times 275^2 + \frac{2,7892E-05}{3} \times 275^3 + \frac{-1,2720E-08}{4} \times 275^4$$

$$\Delta H_1 = 1,481E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n_2} = 32,243 \times 275 + \frac{1,9238E-03}{2} \times 275^2 + \frac{1,0555E-05}{3} \times 275^3 + \frac{-3,5960E-09}{4} \times 275^4$$

$$\Delta H_2 = 5,446E+06 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	Mol feed (Kmol/Jam)	Mol product (Kmol/Jam)	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂	3847,0770	233,7462	2,974E+07	1,807E+06
CO ₂	405,7814	638,5022	3,188E+06	5,016E+06
CO	2504,8276	349,0811	2,049E+07	2,855E+06

H₂O	16,4405	604,6214	1,481E+05	5,446E+06
CH₄	129,4689	129,4689	9,492E+05	9,492E+05
C₂H₄	17,6148	17,6148	1,130E+05	1,130E+05
N₂	3,5230	3,5230	2,897E+04	2,897E+04
CH₃OH	-	344,7996	-	2,978E+06
C₂H₅OH	-	706,0528	-	7,056E+06
C₃H₇OH	-	41,0175	-	4,934E+05
C₄H₉OH	-	8,2035	-	1,248E+05
C₅H₁₁OH	-	2,0509	-	3,770E+04
Total	-	-	5,465E+07	2,691E+07

Panas reaksi pada 298,15K ($\Delta H_{f,298,15K}$)

Data panas pembentukan ($\Delta H_{f, 298,15K}$) dari Coulson & Richardson's untuk tiap-tiap komponen adalah sebagai berikut :

Komponen	$\Delta H_{f,298,15K}$ (KJ/Kmol)	Komponen	$\Delta H_{f,298,15K}$ (KJ/Kmol)
H₂	0	N₂	0
CO₂	-3,938E+05	CH₃OH	-2,013E+05
CO	-1,106E+05	C₂H₅OH	-2,350E+05
H₂O	-2,420E+05	C₃H₇OH	-2,566E+05
CH₄	-7,486E+04	C₄H₉OH	-2,749E+05
C₂H₄	5,200E+04	C₅H₁₁OH	-2,989E+05

Contoh perhitungan untuk menentukan $\Delta H_{f,298,15K}$ pada reaksi 1

Reaksi 1

Konversi CO 40% (CO sebagai basis atau limiting reaktan)

Stoikiometri $2CO + 4H_2 \longrightarrow C_2H_5OH + H_2O$

mula 2.504,8276 3.847,0770

bereaksi 1.001,9310 2.003,8621

sisa 1.502,8966 1.843,2149 500,9655 500,9655

Dari data-data di atas maka dapat dihitung $\Delta H_{f,298,15K}$ sebagai berikut :

$\Delta H_{f,298,15K}$ reaktan

$$\Delta H_{f,298,15K} \text{ reaktan} = \Delta H_{f,298,15K} \text{ CO} + \Delta H_{f,298,15K} \text{ H}_2$$

$$\Delta H_{f,298,15K} \text{ reaktan} = \text{mol bereaksi} \times \Delta H_{f,298,15K} \text{ CO} + \text{mol bereaksi} \times \Delta H_{f,298,15K} \text{ H}_2$$

$$\Delta H_{f,298,15K} \text{ reaktan} = (1001,931 \times -1,106E+05) + (2003,8621 \times 0)$$

$$\Delta H_{f,298,15K} \text{ reaktan} = -1,108E+08 \text{ KJ/Jam}$$

$\Delta H_{f,298,15K}$ product

$$\Delta H_{f,298,15K} \text{ product} = \Delta H_{f,298,15K} \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} + \Delta H_{f,298,15K} \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_{f,298,15K} \text{ product} = \text{mol terbentuk} \times \Delta H_{f,298,15K} \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} + \text{mol terbentuk} \times \Delta H_{f,298,15K} \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_{f,298,15K} \text{ product} = (500,9655 \times -2,350E+05) + (500,9655 \times 2,420E+05)$$

$$\Delta H_{f,298,15K} \text{ product} = -2,389E+08 \text{ KJ/Jam}$$

$$\Delta H_{f,298,15K} = \Delta H_{f,298,15K} \text{ product} - \Delta H_{f,298,15K} \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{f,298,15K} = -2,389E+08 - -1,108E+08$$

$$\Delta H_{f,298,15K} = -1,281E+08 \text{ KJ/Jam} \quad \dots\dots\dots \text{Reaksi Eksotermis}$$

Reaksi	ΔH_f reaktan (KJ/Jam)	ΔH_f product (KJ/Jam)	$\Delta H_{f,298,15K}$ (KJ/Jam)	Jenis Reaksi
1	-1,108E+08	-2,389E+08	-1,281E+08	Eksotermis
2	-6,650E+07	-1,210E+08	-5,451E+07	Eksotermis
3	-7,996E+07	-1,223E+08	-4,231E+07	Eksotermis
4	-1,772E+07	-2,556E+07	-7,844E+06	Eksotermis
5	-3,765E+06	-5,300E+06	-1,535E+06	Eksotermis
6	-7,906E+05	-1,109E+06	-3,188E+05	Eksotermis
7	-8,206E+07	-9,164E+07	-9,576E+06	Eksotermis
Total	-	-	-2,442E+08	-

ΔH reaktan

Contoh menentukan ΔH reaktan, ΔH product ΔH_R untuk reaksi

Reaktan CO

$$\text{Diket : } n = 2.504,8276 \text{ Kmol/Jam} \quad \dots\dots \text{ Dari App. A}$$

$$T = 300 \text{ }^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

$$T-T_{\text{ref}} = 275 \text{ K}$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A.(T-T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T-T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T-T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T-T_{\text{ref}})^4$$

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H}{n} &= 30,869 \times 275 + \frac{-1,2850\text{E-}02}{2} \times 275^2 + \frac{-5,6020\text{E-}05}{3} \times 275^3 \\ &\quad + \frac{-1,2720\text{E-}08}{4} \times 275^4 \end{aligned}$$

$$\Delta H = 2,053\text{E+}07 \text{ KJ/Jam}$$

Reaktan H₂

$$\text{Diket : } n = 3.847,0770 \text{ Kmol/Jam} \quad \dots\dots \text{ Dari App. A}$$

$$T = 300 \text{ }^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

$$T-T_{\text{ref}} = 275 \text{ K}$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A.(T-T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T-T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T-T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T-T_{\text{ref}})^4$$

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H}{n} &= 27,143 \times 275 + \frac{9,2738\text{E-}03}{2} \times 275^2 + \frac{-1,3810\text{E-}05}{3} \times 275^3 \\ &\quad + \frac{7,6451\text{E-}09}{4} \times 275^4 \end{aligned}$$

$$\Delta H = 2,970\text{E+}07 \text{ KJ/Jam}$$

$$\Delta H \text{ reaktan} = \Delta H \text{ CO} + \Delta H \text{ H}_2$$

$$\Delta H \text{ reaktan} = 2,053\text{E+}07 + 2,970\text{E+}07$$

$$\Delta H \text{ reaktan} = 5,023\text{E+}07 \text{ KJ/Jam}$$

ΔH product**Product C_2H_5OH**

$$\text{Diket : } n = 500,9655 \text{ Kmol/Jam} \quad \dots\dots \text{ Dari App. A}$$

$$T = 300 \text{ }^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

$$T - T_{\text{ref}} = 275 \text{ K}$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A.(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T - T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{\text{ref}})^4$$

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H}{n} &= 9,014 \times 275 + \frac{2,1407\text{E-}01}{2} \times 275^2 + \frac{-8,3900\text{E-}05}{3} \times 275^3 \\ &\quad + \frac{1,3733\text{E-}09}{4} \times 275^4 \end{aligned}$$

$$\Delta H = 5,006\text{E+}06 \text{ KJ/Jam}$$

Product H_2O

$$\text{Diket : } n = 500,9655 \text{ Kmol/Jam} \quad \dots\dots \text{ Dari App. A}$$

$$T = 300 \text{ }^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

$$T - T_{\text{ref}} = 275 \text{ K}$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A.(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T - T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{\text{ref}})^4$$

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H}{n} &= 32,243 \times 275 + \frac{1,9238\text{E-}03}{2} \times 275^2 + \frac{1,0555\text{E-}05}{3} \times 275^3 \\ &\quad + \frac{-3,5960\text{E-}09}{4} \times 275^4 \end{aligned}$$

$$\Delta H = 4,515\text{E+}06 \text{ KJ/Jam}$$

$$\Delta H_{\text{product}} = \Delta H_{C_2H_5OH} + \Delta H_{H_2O}$$

$$\Delta H_{\text{product}} = 5,006\text{E+}06 + 4,515\text{E+}06$$

$$\Delta H_{\text{product}} = 9,521\text{E+}06 \text{ KJ/Jam}$$

$$\Delta H_R = \Delta H_{\text{product}} - \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{f, 298,15 \text{ K}}$$

$$\Delta H_R = 9,521\text{E+}06 - 5,023\text{E+}07 + -1,281\text{E+}08$$

$$\Delta H_R = -1,688\text{E+}08 \text{ KJ/mol}$$

Reaksi	$\Delta H_{reaktan}$ (KJ/Jam)	$\Delta H_{product}$ (KJ/Jam)	ΔH_f 298,15 K (KJ/Jam)	ΔH_R (KJ/Jam)
1	5,023E+07	9,521E+06	-1,281E+08	-1,688E+08
2	2,655E+07	5,217E+06	-5,451E+07	-7,584E+07
3	1,756E+07	4,872E+06	-4,231E+07	-5,499E+07
4	8,841E+06	1,076E+06	-7,844E+06	-1,561E+07
5	5,681E+06	2,478E+05	-1,535E+06	-6,968E+06
6	4,980E+06	5,604E+04	-3,188E+05	-5,243E+06
7	1,232E+07	3,619E+06	-9,576E+06	-1,827E+07
Total	-	-	-	-3,457E+08

Menghitung panas yang diserap media pendingin dan panas yang hilang dari reaktor

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{loss} = 2,50\% \times \Delta H_1$$

$$Q_{loss} = 0,025 \times 5,465E+07$$

$$Q_{loss} = 1,366E+06$$

Menghitung Q_{media}

$$\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q_{media} + Q_{loss}$$

$$Q_{media} = \Delta H_1 + \Delta H_R - \Delta H_2 - Q_{loss}$$

$$Q_{media} = 5,465E+07 + -3,457E+08 - 2,691E+07 - 1,366E+06$$

$$Q_{media} = -3,194E+08 \text{ KJ/Jam}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

Diket : Air pendingin masuk (T_1) pada suhu $27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}$

$$P = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Dari HC. Geankoplis diperoleh :

$$C_p = 4,1810 \text{ KJ/Kg.K}$$

Asumsi air pendingin keluar (T_2) pada suhu $80^\circ\text{C} = 353,15 \text{ K}$

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

$$\Delta T = 353,15 - 300,15$$

$$\Delta T = 53 \text{ K}$$

$$m = \frac{Q_{media}}{C_p \times \Delta T}$$

$$m = \frac{3,194E+08}{4,1810 \times 53}$$

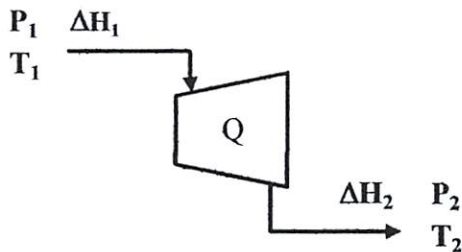
$$m = 1.441.215 \text{ Kg/Jam}$$

Jadi Neraca Panas Pada Reaktor

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	5,465E+07	ΔH_2	2,691E+07
ΔH_R	-3,457E+08	Q_{loss}	1,366E+06
		Q_{media}	-3,194E+08
Total	-2,911E+08	Total	-2,911E+08

4. Expander (G-121)

Fungsi : Menurunkan tekanan produk hasil reaksi pada reaktor konversi etanol sebelum masuk *flash separator* I dari 70 atm menjadi 1 atm.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam produk

Q = Panas di *expander*

P = Tekanan

T = Temperatur

Diketahui : $T_1 = 300 \text{ }^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$

$P_1 = 70 \text{ atm}$

$P_2 = 1 \text{ atm}$

Dengan menggunakan persamaan *expansion processes* diperoleh nilai T_2

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{R/C_p}$$

$$\text{Diket : } R = 8,314 \text{ KJ/Kmol.K}$$

$$C_p = 83,0301 \text{ KJ/Kmol.K}$$

$$\frac{R}{C_p} = 0,1001$$

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{R/C_p}$$

$$T_2 = 573,15 \left(\frac{1}{70} \right)^{0,1001}$$

$$T_2 = 374,55 \text{ K} = 101,40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari *expander*

$$\Delta H = n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = n \int_{T_{\text{ref}}}^T A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T - T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{\text{ref}})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen CO

$$\text{Diket : } n = 349,0811 \text{ Kmol/Jam} \quad \dots \text{ Dari App. A}$$

$$T = T_1 = 573,15 \text{ K}$$

$$T = T_2 = 374,55 \text{ K}$$

$$T_1 - T_{\text{ref}} = 275 \text{ K}$$

$$T_2 - T_{\text{ref}} = 76,40 \text{ K}$$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_1}{n} &= 30,869 \times 275 + \frac{-1,2850E-02}{2} \times 275^2 + \frac{2,7892E-05}{3} \times \\ &\quad -275^3 + \frac{-1,2720E-08}{4} \times 275^4 \end{aligned}$$

$$\Delta H_1 = 2,855E+06 \text{ KJ/Jam}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n} = 30,869 \times 76,4 + \frac{-1,2850E-02}{2} \times 76,4^2 + \frac{2,7892E-05}{3} \times 76,4^3 + \frac{-1,2720E-08}{4} \times 76,4^4$$

$$\Delta H_2 = 8,116E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂	233,7462	1,807E+06	4,906E+05
CO ₂	638,5022	5,016E+06	1,097E+06
CO	349,0811	2,855E+06	8,116E+05
H ₂ O	604,6214	5,446E+06	1,494E+06
CH ₄	129,4689	9,492E+05	2,103E+05
C ₂ H ₄	17,6148	1,130E+05	1,296E+04
N ₂	3,5230	2,897E+04	8,259E+03
CH ₃ OH	344,7996	2,978E+06	6,298E+05
C ₂ H ₅ OH	706,0528	7,056E+06	9,186E+05
C ₃ H ₇ OH	41,0175	4,934E+05	4,643E+04
C ₄ H ₉ OH	8,2035	1,248E+05	1,179E+04
C ₅ H ₁₁ OH	2,0509	3,770E+04	3,547E+03
Total	-	2,691E+07	5,735E+06

Panas yang terjadi pada *expander* (Q)

Berdasarkan neraca panas pada *expander* bahwa :

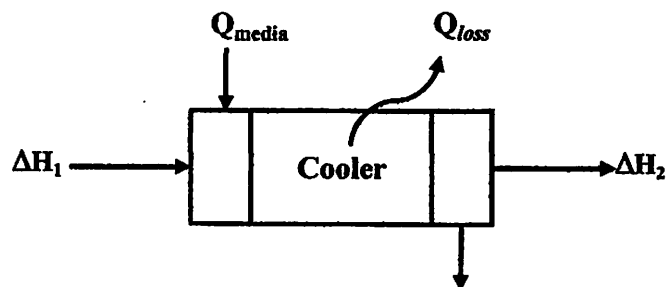
$$\begin{aligned} \Delta H_1 + Q &= \Delta H_2 \\ Q &= \Delta H_2 - \Delta H_1 \\ &= 5,735E+06 - 2,691E+07 \\ &= -2,117E+07 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Jadi Neraca Panas Pada Expander

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	2,691E+07	ΔH_2	5,735E+06
Q	-2,117E+07		
Total	5,735E+06	Total	5,735E+06

5. Cooler (E-122A)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar *expander* sebelum masuk *flash separator* I dari 101,4 °C menjadi 35 °C.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam produk

Q_{media} = Panas dari media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam pendingin

Diketahui : $T_1 = 101,40 \text{ }^\circ\text{C} = 374,55 \text{ K}$

$T_2 = 35 \text{ }^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K}$

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari *cooler*

$$\Delta H = n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = n \int_{T_{\text{ref}}}^T A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T - T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{\text{ref}})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen H₂O

Diket : n = 604,6214 Kmol/Jam Dari App. A

$$T = T_1 = 374,55 \text{ K}$$

$$T = T_2 = 308,15 \text{ K}$$

$$T_1 - T_{\text{ref}} = 76,40 \text{ K}$$

$$T_2 - T_{\text{ref}} = 10 \text{ K}$$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\frac{\Delta H_1}{n} = 32,243 \times 76,4 + \frac{1,9238E-03}{2} \times 76,4^2 + \frac{1,0555E-05}{3} \times 76,4^3 + \frac{-3,5960E-09}{4} \times 76,4^4$$

$$\Delta H_1 = 1,494E+06 \text{ KJ/Jam}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n} = 32,243 \times 10 + \frac{1,9238E-03}{2} \times 10^2 + \frac{1,0555E-05}{3} \times 10^3 + \frac{-3,5960E-09}{4} \times 10^4$$

$$\Delta H_2 = 1,950E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂	233,7462	4,906E+05	6,355E+04
CO ₂	638,5022	1,097E+06	1,287E+05
CO	349,0811	8,116E+05	1,075E+05
H ₂ O	604,6214	1,494E+06	1,950E+05
CH ₄	129,4689	2,103E+05	2,526E+04
C ₂ H ₄	17,6148	1,296E+04	8,078E+02
N ₂	3,5230	8,259E+03	1,095E+03

CH₃OH	344,7996	6,298E+05	7,416E+04
C₂H₅OH	706,0528	9,186E+05	7,118E+04
C₃H₇OH	41,0175	4,643E+04	1,693E+03
C₄H₉OH	8,2035	1,179E+04	4,388E+02
C₅H₁₁OH	2,0509	3,547E+03	1,309E+02
Total	-	5,735E+06	6,696E+05

Menghitung panas media pemanas yang masuk dan panas yang hilang dari cooler

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times \Delta H_1$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,025 \times 5,735E+06$$

$$Q_{\text{loss}} = 1,434E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{media}} = \Delta H_1 - \Delta H_2 - Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{media}} = 5,735E+06 - 6,696E+05 - 1,434E+05$$

$$Q_{\text{media}} = 4,922E+06 \text{ KJ/Jam}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

Diket : Air pendingin masuk (T_1) pada suhu $27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}$

$$P = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Dari HC. Geankoplis diperoleh :

$$C_p = 4,1816 \text{ KJ/Kg.K}$$

Asumsi air pendingin keluar (T_2) pada suhu $75^\circ\text{C} = 348,15 \text{ K}$

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

$$\Delta T = 348,15 - 300,15$$

$$\Delta T = 48 \text{ K}$$

$$m = \frac{Q_{\text{media}}}{C_p \times \Delta T}$$

$$m = \frac{4,922E+06}{4,1816 \times 48}$$

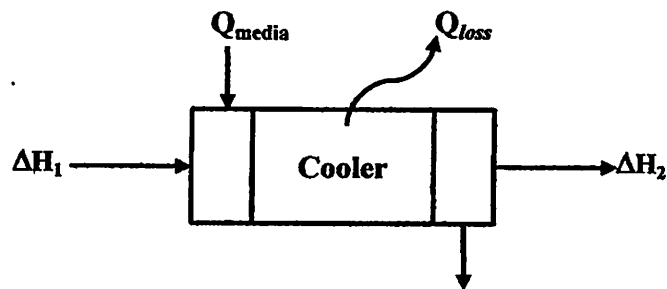
$$m = 24.523 \text{ Kg/Jam}$$

Jadi Neraca Panas Pada Cooler

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	5,735E+06	ΔH_2	6,696E+05
		Q_{media}	4,922E+06
		Q_{loss}	1,434E+05
Total	5,735E+06	Total	5,735E+06

6. Cooler (E-122B)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar cooler E-122A sebelum masuk flash separator I dari 35 °C menjadi - 10 °C.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{media} + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam produk

Q_{media} = Panas dari media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam pendingin

Diketahui : $T_1 = 35 \text{ }^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K}$

$T_2 = -10 \text{ }^\circ\text{C} = 263,15 \text{ K}$

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari cooler

$$\Delta H = n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = n \int_{T_{ref}}^T A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T - T_{ref})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{ref})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{ref})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen H₂O

Diket : $n = 604,6214 \text{ Kmol/Jam}$ Dari App. A

$$T = T_1 = 308,15 \text{ K}$$

$$T = T_2 = 263,15 \text{ K}$$

$$T_1 - T_{\text{ref}} = 10,00 \text{ K}$$

$$T_2 - T_{\text{ref}} = -35 \text{ K}$$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\frac{\Delta H_1}{n} = 32,243 \times 10 + \frac{1,9238E-03}{2} \times 10,21^2 + \frac{1,0555E-05}{3} \times 10,21^3 + \frac{-3,5960E-09}{4} \times 10,21^4$$

$$\Delta H_1 = 1,950E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n} = 32,243 \times -35 + \frac{1,9238E-03}{2} \times -35^2 + \frac{1,0555E-05}{3} \times -35^3 + \frac{-3,5960E-09}{4} \times -35^4$$

$$\Delta H_2 = -6,817E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂	233,7462	6,355E+04	-2,207E+05
CO ₂	638,5022	1,287E+05	-4,131E+05
CO	349,0811	1,075E+05	-3,800E+05
H ₂ O	604,6214	1,950E+05	-6,817E+05
CH ₄	129,4689	2,526E+04	-8,312E+04
C ₂ H ₄	17,6148	8,078E+02	-6,359E+02
N ₂	3,5230	1,095E+03	-3,872E+03
CH ₃ OH	344,7996	7,416E+04	-2,404E+05

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

C₂H₅OH	706,0528	7,118E+04	-1,293E+05
C₃H₇OH	41,0175	1,693E+03	4,917E+03
C₄H₉OH	8,2035	4,388E+02	1,189E+03
C₅H₁₁OH	2,0509	1,309E+02	3,638E+02
Total	-	6,696E+05	-2,146E+06

Menghitung panas media pemanas yang masuk dan panas yang hilang dari cooler

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times \Delta H_1$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,025 \times 6,696E+05$$

$$Q_{\text{loss}} = 1,674E+04 \text{ KJ/Jam}$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{media}} = \Delta H_1 - \Delta H_2 - Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{media}} = 6,696E+05 - -2,146E+06 - 1,674E+04$$

$$Q_{\text{media}} = 2,799E+06 \text{ KJ/Jam}$$

Menghitung kebutuhan N₂ sebagai pendingin

Diket : N₂ pendingin masuk (T_1) pada suhu $-250 \text{ }^\circ\text{C} = 23,15 \text{ K}$

$$P = 5 \text{ atm} = 506,625 \text{ kPa}$$

Dari Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition diperoleh :

$$C_p = 498,8787 \text{ KJ/Kmol.K}$$

Asumsi N₂ keluar (T_2) pada suhu $-180 \text{ }^\circ\text{C} = 93,15 \text{ K}$

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

$$\Delta T = 93,15 - 23,15$$

$$\Delta T = 70 \text{ K}$$

$$m = \frac{Q_{\text{media}}}{C_p \times \Delta T} \times \text{BM N}_2$$

$$m = \frac{2,799E+06}{498,8787 \times 70} \times 28$$

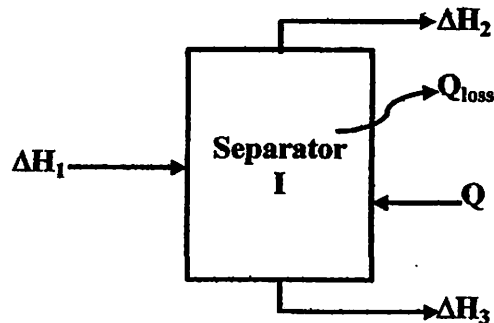
$$m = 2.244 \text{ Kg/Jam}$$

Jadi Neraca Panas Pada Cooler

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	6,696E+05	ΔH_2	-2,146E+06
		Q_{media}	2,799E+06
		Q_{loss}	1,674E+04
Total	6,696E+05	Total	6,696E+05

7. Flash Separator I (H-123A)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* dari campuran hasil reaksi pada reaktor konversi etanol.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam *top* produk

ΔH_3 = Panas dalam *bottom* produk

Q = Panas yang diserap dari udara

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam separator

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari *flash separator I*

$$\Delta H = n \int_{T_{ref}}^T \dot{C}_p d\bar{T} = n \int_{T_{ref}}^T A + B.T + C.T^2 + D.T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A.(T-T_{ref}) + \frac{B}{2} (T-T_{ref})^2 + \frac{C}{3} (T-T_{ref})^3 + \frac{D}{4} (T-T_{ref})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen C₂H₄

$$\begin{aligned} \text{Diket : } n_1 &= 17,6148 \text{ Kmol/Jam} \\ n_2 &= 16,6071 \text{ Kmol/Jam} \quad \dots \text{ Dari App. A} \\ n_3 &= 1,0000 \text{ Kmol/Jam} \\ T &= -10 \text{ }^\circ\text{C} = 263,15 \text{ K} \\ T-T_{\text{ref}} &= -35 \text{ K} \end{aligned}$$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_1}{n_1} &= 3,806 \times -35 + \frac{1,5659\text{E-}01}{2} \times -35^2 + \frac{-8,3480\text{E-}05}{3} \times \\ &\quad -35^3 + \frac{1,7551\text{E-}08}{4} \times -35^4 \\ \Delta H_1 &= -6,359\text{E+}02 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_2}{n_2} &= 3,806 \times -35 + \frac{1,5659\text{E-}01}{2} \times -35^2 + \frac{-8,3480\text{E-}05}{3} \times \\ &\quad -35^3 + \frac{1,7551\text{E-}08}{4} \times -35^4 \\ \Delta H_2 &= -5,995\text{E+}02 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Panas keluar (ΔH_3)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_3}{n_3} &= 3,806 \times -35 + \frac{2,1407\text{E-}01}{2} \times -35^2 + \frac{-8,3900\text{E-}05}{3} \times \\ &\quad -35^3 + \frac{1,3733\text{E-}09}{4} \times -35^4 \\ \Delta H_3 &= -3,610\text{E+}01 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Komponen	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)	ΔH_3 (KJ/Jam)
H ₂	-2,207E+05	-2,205E+05	-4,721E+02
CO ₂	-4,131E+05	-4,054E+05	-7,764E+03
CO	-3,800E+05	-3,779E+05	-2,177E+03
H ₂ O	-6,817E+05	-1,816E+03	-6,799E+05

CH₄	-8,312E+04	-8,314E+04	-
C₂H₄	-6,359E+02	-5,995E+02	-3,610E+01
N₂	-3,872E+03	-3,886E+03	-
CH₃OH	-2,404E+05	-4,053E+03	-2,364E+05
C₂H₅OH	-1,293E+05	-7,654E+02	-1,286E+05
C₃H₇OH	4,917E+03	6,480E+00	4,911E+03
C₄H₉OH	1,189E+03	-	1,189E+03
C₅H₁₁OH	3,638E+02	-	3,638E+02
Total	-2,146E+06	-1,098E+06	-1,049E+06

Menghitung panas media pemanas yang masuk dan panas yang hilang dari separator

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$$

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{loss} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q_{loss} = 0,025\Delta H_1 + 0,025Q$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + 0,025\Delta H_1 + 0,025Q$$

$$0,975\Delta H_1 + 0,975Q = \Delta H_2 + \Delta H_3$$

$$Q = \frac{\Delta H_2 + \Delta H_3 - 0,975\Delta H_1}{0,975}$$

$$Q = \frac{-1,098E+06 + -1,049E+06 - (0,975 \times -2,146E+06)}{0,975}$$

$$Q = -5,530E+04$$

Jadi panas yang hilang dari heater (Q_{loss}) adalah

$$Q_{loss} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q_{loss} = 0,025 \times (-2,146E+06 + 5,530E+04)$$

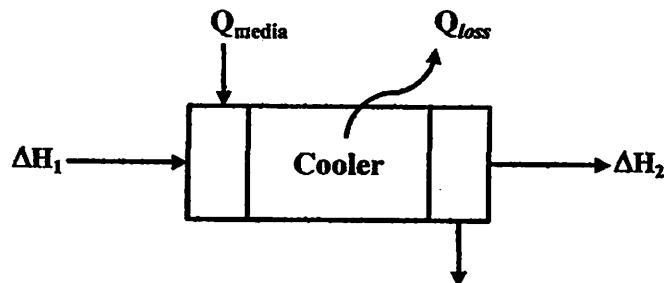
$$Q_{loss} = -5,504E+04$$

Jadi Neraca Panas Pada Flash Separator I

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-2,146E+06	ΔH_2	-1,098E+06
Q	-5,530E+04	ΔH_3	-1,049E+06
		Q_{loss}	-5,504E+04
Total	-2,202E+06	Total	-2,202E+06

8. Cooler (E-122C)

Fungsi : Menurunkan suhu untuk aliran atas *flash separator* I sebelum masuk *flash separator* II dari $-10\text{ }^\circ\text{C}$ menjadi $-120\text{ }^\circ\text{C}$.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{media} + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam produk

Q_{media} = Panas dari media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam pendingin

Diketahui : $T_1 = -10\text{ }^\circ\text{C} = 263,15\text{ K}$

$T_2 = -120\text{ }^\circ\text{C} = 153,15\text{ K}$

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari *cooler*

$$\Delta H = n \int_{T_{ref}}^T C_p d\bar{T} = n \int_{T_{ref}}^T A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T - T_{ref})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{ref})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{ref})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen CH₄

Diket : $n = 129,5000 \text{ Kmol/Jam}$ Dari App. A

$$T = T_1 = 263,15 \text{ K}$$

$$T = T_2 = 153,15 \text{ K}$$

$$T_1 - T_{\text{ref}} = -35 \text{ K}$$

$$T_2 - T_{\text{ref}} = -145 \text{ K}$$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\frac{\Delta H_1}{n} = 19,251 \times -35 + \frac{5,2126E-02}{2} \times -35^2 + \frac{1,1974E-05}{3} \times -35^3 + \frac{-1,1320E-08}{4} \times -35^4$$

$$\Delta H_1 = -8,314E+04 \text{ KJ/Jam}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n} = 19,251 \times -145 + \frac{5,2126E-02}{2} \times -145^2 + \frac{1,1974E-05}{3} \times -145^3 + \frac{-1,1320E-08}{4} \times -145^4$$

$$\Delta H_2 = -2,923E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂	233,5000	-2,205E+05	-8,928E+05
CO ₂	626,5000	-4,054E+05	-1,278E+06
CO	347,0714	-3,779E+05	-1,611E+06
H ₂ O	1,6111	-1,816E+03	-7,518E+03
CH ₄	129,5000	-8,314E+04	-2,923E+05
C ₂ H ₄	16,6071	-5,995E+02	1,961E+04

N₂	3,5357	-3,886E+03	-1,658E+04
CH₃OH	5,8125	-4,053E+03	-1,366E+04
C₂H₅OH	4,1787	-7,654E+02	4,299E+03
C₃H₇OH	0,0541	6,480E+00	1,800E+02
Total	-	-1,098E+06	-4,087E+06

Menghitung panas media pemanas yang masuk dan panas yang hilang dari cooler

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times \Delta H_1$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,025 \times -1,098E+06$$

$$Q_{\text{loss}} = -2,745E+04 \text{ KJ/Jam}$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{media}} = \Delta H_1 - \Delta H_2 - Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{media}} = -1,098E+06 - -4,087E+06 - -2,745E+04$$

$$Q_{\text{media}} = 3,017E+06 \text{ KJ/Jam}$$

Menghitung kebutuhan N₂ sebagai pendingin

Diket : N₂ pendingin masuk (T_1) pada suhu $-250 \text{ }^\circ\text{C} = 23,15 \text{ K}$

$$P = 5 \text{ atm} = 506,625 \text{ kPa}$$

Dari Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition diperoleh :

$$C_p = 498,8787 \text{ KJ/Kmol.K}$$

Asumsi N₂ keluar (T_2) pada suhu $-180 \text{ }^\circ\text{C} = 93,15 \text{ K}$

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

$$\Delta T = 93,15 - 23,15$$

$$\Delta T = 70 \text{ K}$$

$$m = \frac{Q_{\text{media}}}{C_p \times \Delta T} \times \text{BM N}_2$$

$$m = \frac{3,017E+06}{498,8787 \times 70} \times 28$$

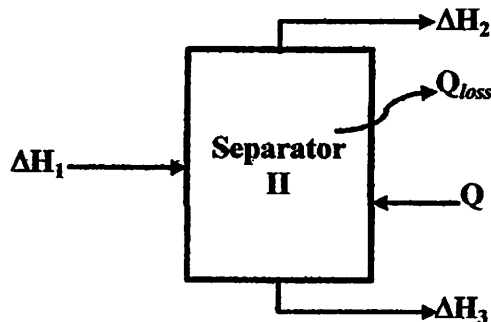
$$m = 2.419 \text{ Kg/Jam}$$

Jadi Neraca Panas Pada Cooler

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-1,098E+06	ΔH_2	-4,087E+06
		Q_{media}	3,017E+06
		Q_{loss}	-2,745E+04
Total	-1,098E+06	Total	-1,098E+06

9. Flash Separator II (H-123B)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan carbon dioksida dalam fase *liquid* sebagai produk samping, dari campuran aliran atas pada proses pemisahan *flash separator* I.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam *top* produk

ΔH_3 = Panas dalam *bottom* produk

Q = Panas yang diserap dari udara

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam separator

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari *flash separator* II

$$\Delta H = n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = n \int_{T_{ref}}^T A + B.T + C.T^2 + D.T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A.(T-T_{ref}) + \frac{B}{2} (T-T_{ref})^2 + \frac{C}{3} (T-T_{ref})^3 + \frac{D}{4} (T-T_{ref})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen CO₂

$$\begin{aligned} \text{Diket : } n_1 &= 626,5000 \text{ Kmol/Jam} \\ n_2 &= 8,8636 \text{ Kmol/Jam} \quad \dots \text{ Dari App. A} \\ n_3 &= 617,6364 \text{ Kmol/Jam} \\ T &= -120 \text{ }^\circ\text{C} = 153,15 \text{ K} \\ T-T_{\text{ref}} &= -145 \text{ K} \end{aligned}$$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_1}{n_1} &= 19,795 \times -145 + \frac{7,3436\text{E-}02}{2} \times -145^2 + \frac{-5,6020\text{E-}05}{3} \times \\ &\quad -145^3 + \frac{1,7153\text{E-}08}{4} \times -145^4 \end{aligned}$$

$$\Delta H_1 = -1,278\text{E+}06 \text{ KJ/Jam}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_2}{n_2} &= 19,795 \times -145 + \frac{7,3436\text{E-}02}{2} \times -145^2 + \frac{-5,6020\text{E-}05}{3} \times \\ &\quad -145^3 + \frac{1,7153\text{E-}08}{4} \times -145^4 \end{aligned}$$

$$\Delta H_2 = -1,808\text{E+}04 \text{ KJ/Jam}$$

Panas keluar (ΔH_3)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_3}{n_3} &= 19,795 \times -145 + \frac{7,3436\text{E-}02}{2} \times -145^2 + \frac{-5,6020\text{E-}05}{3} \times \\ &\quad -145^3 + \frac{1,7153\text{E-}08}{4} \times -145^4 \end{aligned}$$

$$\Delta H_3 = -1,260\text{E+}06 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)	ΔH_3 (KJ/Jam)
H ₂	-8,928E+05	-8,908E+05	-1,912E+03
CO ₂	-1,278E+06	-1,808E+04	-1,260E+06
CO	-1,611E+06	-1,584E+06	-2,702E+04
H ₂ O	-7,518E+03	-1,555E+03	-5,962E+03
CH ₄	-2,923E+05	-2,893E+05	-2,962E+03

C_2H_4	1,961E+04	5,863E+03	1,375E+04
N_2	-1,658E+04	-1,658E+04	-
CH_3OH	-1,366E+04	-1,469E+03	-1,220E+04
C_2H_5OH	4,299E+03	2,957E+02	4,003E+03
C_3H_7OH	1,800E+02	1,800E+02	-
Total	-4,087E+06	-2,795E+06	-1,292E+06

Menghitung panas media pemanas yang masuk dan panas yang hilang dari separator

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$$

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{loss} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q_{loss} = 0,025\Delta H_1 + 0,025Q$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + 0,025\Delta H_1 + 0,025Q$$

$$0,975\Delta H_1 + 0,975Q = \Delta H_2 + \Delta H_3$$

$$Q = \frac{\Delta H_2 + \Delta H_3 - 0,975\Delta H_1}{0,975}$$

$$Q = \frac{-2,795E+06 + -1,292E+06 - (0,975 \times -4,087E+06)}{0,975}$$

$$Q = -1,048E+05$$

Jadi panas yang hilang dari heater (Q_{loss}) adalah

$$Q_{loss} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q_{loss} = 0,025 \times (-4,087E+06 + -1,048E+05)$$

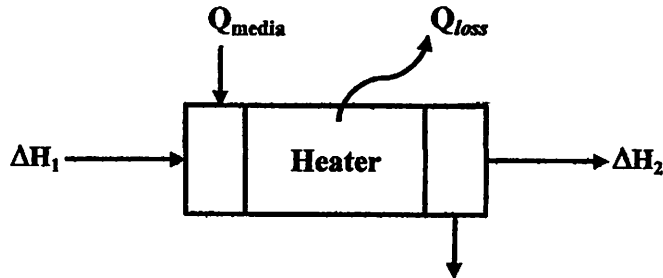
$$Q_{loss} = -1,048E+05$$

Jadi Neraca Panas Pada Flash Separator II

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-4,087E+06	ΔH_2	-2,795E+06
Q	-1,048E+05	ΔH_3	-1,292E+06
		Q_{loss}	-1,048E+05
Total	-4,192E+06	Total	-4,192E+06

10. Heater (E-126A)

Fungsi : Menaikkan suhu campuran yang keluar dari aliran bawah *flash separator* I sebelum masuk *flash separator* III dari $-10\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $-5\text{ }^{\circ}\text{C}$.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q_{\text{media}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam produk

Q_{media} = Panas dari media pemanas

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam *heater*

Diketahui : $T_1 = -10\text{ }^{\circ}\text{C} = 263,15\text{ K}$

$T_2 = -5\text{ }^{\circ}\text{C} = 268,15\text{ K}$

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari *heater*

$$\Delta H = n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = n \int_{T_{\text{ref}}}^T A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T - T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{\text{ref}})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen CH_3OH

Diket : $n = 339,0000\text{ Kmol/Jar}$ Dari App. A

$T = T_1 = 263,15\text{ K}$

$T = T_2 = 268,15\text{ K}$

$T_1 - T_{\text{ref}} = -35\text{ K}$

$T_2 - T_{\text{ref}} = -30\text{ K}$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\frac{\Delta H_1}{n} = 21,152 \times -35 + \frac{7,0924E-02}{2} \times -35^2 + \frac{2,5870E-05}{3} \times -35^3 + \frac{-2,8520E-08}{4} \times -35^4$$

$$\Delta H_1 = -2,364E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n} = 21,152 \times -30 + \frac{7,0924E-02}{2} \times -30^2 + \frac{2,5870E-05}{3} \times -30^3 + \frac{-2,8520E-08}{4} \times -30^4$$

$$\Delta H_2 = -2,044E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂	0,5000	-4,721E+02	-4,050E+02
CO ₂	12,0000	-7,764E+03	-6,724E+03
CO	2,0000	-2,177E+03	-1,864E+03
H ₂ O	603,0000	-6,799E+05	-5,828E+05
C ₂ H ₄	1,0000	-3,610E+01	-4,296E+01
CH ₃ OH	339,0000	-2,364E+05	-2,044E+05
C ₂ H ₅ OH	701,8647	-1,286E+05	-1,217E+05
C ₃ H ₇ OH	40,9626	4,911E+03	3,163E+03
C ₄ H ₉ OH	8,2013	1,189E+03	7,558E+02
C ₅ H ₁₁ OH	2,0507	3,638E+02	2,324E+02
Total	-	-1,049E+06	-9,137E+05

Menghitung panas media pemanas yang masuk dan panas yang hilang dari heater

$$\Delta H_1 + Q_{\text{media}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q_{\text{media}})$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,025\Delta H_1 + 0,025Q_{\text{media}}$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 + Q_{\text{media}} = \Delta H_2 + 0,025\Delta H_1 + 0,025Q_{\text{media}}$$

$$0,975\Delta H_1 + 0,975Q_{\text{media}} = \Delta H_2$$

$$Q_{\text{media}} = \frac{\Delta H_2 - 0,975\Delta H_1}{0,975}$$

$$Q_{\text{media}} = \frac{-9,137E+05 - (0,975 \times -1,049+06)}{0,975}$$

$$Q_{\text{media}} = 1,116E+05$$

Menghitung kebutuhan steam

Diket : *Superheated steam* pada suhu 300 °C (573,15 K)

$$P = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Dari table F.2. HC. Van Ness diperoleh :

$$H_L = 419,064 \text{ KJ/Kg}$$

$$H_v = 3074,4 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda = H_v - H_L$$

$$= 3074,4 - 419,064$$

$$= 2655,336 \text{ KJ/Kg}$$

$$m = \frac{Q_{\text{media}}}{\lambda}$$

$$m = \frac{1,116E+05}{2655,336}$$

$$m = 42 \text{ Kg/Jam}$$

Jadi panas yang hilang dari heater (Q_{loss}) adalah

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q_{\text{media}})$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,025 \times (-1,049E+06 + 1,116E+05)$$

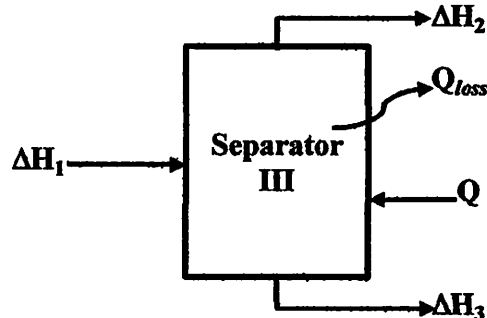
$$Q_{\text{loss}} = -2,343E+04$$

Jadi Neraca Panas Pada Heater

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-1,049E+06	ΔH_2	-9,137E+05
Q_{media}	1,116E+05	Q_{loss}	-2,343E+04
Total	-9,372E+05	Total	-9,372E+05

11. Flash Separator III (H-123C)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* sebagai produk setengah jadi, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan *flash separator I*



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam *top* produk

ΔH_3 = Panas dalam *bottom* produk

Q = Panas yang diserap dari udara

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam separator

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari *flash separator III*

$$\Delta H = n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = n \int_{T_{ref}}^T A + B.T + C.T^2 + D.T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A.(T-T_{ref}) + \frac{B}{2} (T-T_{ref})^2 + \frac{C}{3} (T-T_{ref})^3 + \frac{D}{4} (T-T_{ref})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen H₂O

$$\begin{aligned} \text{Diket : } n_1 &= 603,0000 \text{ Kmol/Jam} \\ n_2 &= 1,0000 \text{ Kmol/Jam} \quad \dots \text{ Dari App. A} \\ n_3 &= 602,0000 \text{ Kmol/Jam} \\ T &= -5 \text{ }^\circ\text{C} = 268,15 \text{ K} \\ T-T_{\text{ref}} &= -30 \text{ K} \end{aligned}$$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_1}{n_1} &= 32,243 \times -30 + \frac{1,9238\text{E-}03}{2} \times -30^2 + \frac{1,0555\text{E-}05}{3} \times \\ &\quad -30^3 + \frac{-3,5960\text{E-}09}{4} \times -30^4 \\ \Delta H_1 &= -5,828\text{E+}05 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_2}{n_2} &= 32,243 \times -30 + \frac{1,9238\text{E-}03}{2} \times -30^2 + \frac{1,0555\text{E-}05}{3} \times \\ &\quad -30^3 + \frac{-3,5960\text{E-}09}{4} \times -30^4 \\ \Delta H_2 &= -9,665\text{E+}02 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Panas keluar (ΔH_3)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_3}{n_3} &= 32,243 \times -30 + \frac{1,9238\text{E-}03}{2} \times -30^2 + \frac{1,0555\text{E-}05}{3} \times \\ &\quad -30^3 + \frac{-3,5960\text{E-}09}{4} \times -30^4 \\ \Delta H_3 &= -5,818\text{E+}05 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Komponen	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)	ΔH_3 (KJ/Jam)
H ₂	-4,050E+02	-4,050E+02	-
CO ₂	-6,724E+03	-6,724E+03	-
CO	-1,864E+03	-1,864E+03	-
H ₂ O	-5,828E+05	-9,665E+02	-5,818E+05

C_2H_4	-4,296E+01	-4,296E+01	-
CH_3OH	-2,044E+05	-2,412E+03	-2,020E+05
C_2H_5OH	-1,217E+05	-6,322E+02	-1,210E+05
C_3H_7OH	3,163E+03	-	3,163E+03
C_4H_9OH	7,558E+02	-	7,559E+02
$C_5H_{11}OH$	2,324E+02	-	2,318E+02
Total	-9,137E+05	-1,305E+04	-9,007E+05

Menghitung panas media pemanas yang masuk dan panas yang hilang dari separator

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$$

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{loss} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q_{loss} = 0,025\Delta H_1 + 0,025Q$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + 0,025\Delta H_1 + 0,025Q$$

$$0,975\Delta H_1 + 0,975Q = \Delta H_2 + \Delta H_3$$

$$Q = \frac{\Delta H_2 + \Delta H_3 - 0,975\Delta H_1}{0,975}$$

$$Q = \frac{-1,305E+04 + -9,007E+05 - (0,975 \times -9,137E+05)}{0,975}$$

$$Q = -2,343E+04$$

Jadi panas yang hilang dari heater (Q_{loss}) adalah

$$Q_{loss} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q_{loss} = 0,025 \times (-9,137E+05 + -2,343E+04)$$

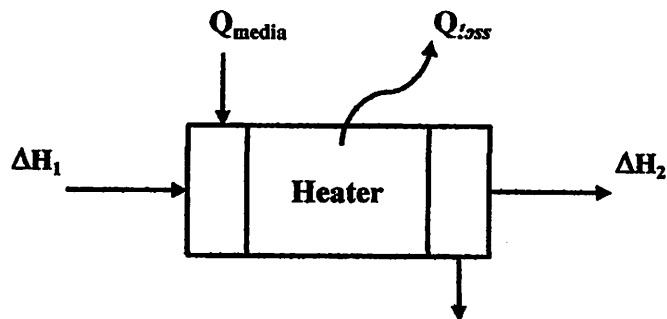
$$Q_{loss} = -2,343E+04$$

Jadi Neraca Panas Pada Flash Separator III

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	-9,137E+05	ΔH_2	-1,305E+04
Q	-2,343E+04	ΔH_3	-9,007E+05
		Q_{loss}	-2,343E+04
Total	-9,372E+05	Total	-9,372E+05

12. Heater (E-126B)

Fungsi : Menaikkan suhu campuran yang keluar melalui aliran bawah *flash separator* III sebelum masuk kolom distilasi I dari $-5\text{ }^\circ\text{C}$ menjadi $80,61\text{ }^\circ\text{C}$.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q_{media} = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam produk

Q_{media} = Panas dari media pemanas

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam *heater*

Diketahui : $T_1 = -5\text{ }^\circ\text{C} = 268,15\text{ K}$

$T_2 = 80,61\text{ }^\circ\text{C} = 353,76\text{ K}$

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari *heater*

$$\Delta H = n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = n \int_{T_{ref}}^T A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T - T_{ref})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{ref})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{ref})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen H₂O

Diket : n = 602,0000 Kmol/Jam Dari App. A

$$T = T_1 = 268,15 \text{ K}$$

$$T = T_2 = 353,76 \text{ K}$$

$$T_1 - T_{\text{ref}} = -30 \text{ K}$$

$$T_2 - T_{\text{ref}} = 55,61 \text{ K}$$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_1}{n} = & 32,243 \times -30 + \frac{1,9238\text{E-}03}{2} \times -30^2 + \frac{1,0555\text{E-}05}{3} \times \\ & -30^3 + \frac{-3,5960\text{E-}09}{4} \times -30^4 \end{aligned}$$

$$\Delta H_1 = 1,942\text{E+}05 \text{ KJ/Jam}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_2}{n} = & 32,243 \times 55,61 + \frac{1,9238\text{E-}03}{2} \times 55,61^2 + \frac{1,0555\text{E-}05}{3} \times \\ & 55,61^3 + \frac{-3,5960\text{E-}09}{4} \times 55,61^4 \end{aligned}$$

$$\Delta H_2 = 1,082\text{E+}06 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂ O	602,0000	1,942E+05	1,082E+06
CH ₃ OH	335,0000	7,205E+04	4,313E+05
C ₂ H ₅ OH	698,2174	7,039E+04	5,778E+05
C ₃ H ₇ OH	40,9667	1,690E+03	2,626E+04
C ₄ H ₉ OH	8,2027	4,387E+02	6,687E+03
C ₅ H ₁₁ OH	2,0455	1,306E+02	2,005E+03
Total	-	3,389E+05	2,126E+06

Menghitung panas media pemanas yang masuk dan panas yang hilang dari heater

$$\Delta H_1 + Q_{\text{media}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q_{\text{media}})$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,025\Delta H_1 + 0,025Q_{\text{media}}$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 + Q_{\text{media}} = \Delta H_2 + 0,025\Delta H_1 + 0,025Q_{\text{media}}$$

$$0,975\Delta H_1 + 0,975Q_{\text{media}} = \Delta H_2$$

$$Q_{\text{media}} = \frac{\Delta H_2 - 0,975\Delta H_1}{0,975}$$

$$Q_{\text{media}} = \frac{2,126\text{E}+06 - (0,975 \times -1,036+06)}{0,975}$$

$$Q_{\text{media}} = 1,841\text{E}+06$$

Menghitung kebutuhan steam

Diket : *Superheated steam* pada suhu 300 °C (573,15 K)

$$P = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Dari table F.2. HC. Van Ness diperoleh :

$$H_L = 419,064 \text{ KJ/Kg}$$

$$H_v = 3074,4 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda = H_v - H_L$$

$$= 3074,4 - 419,064$$

$$= 2655,336 \text{ KJ/Kg}$$

$$m = \frac{Q_{\text{media}}}{\lambda}$$

$$m = \frac{1,841\text{E}+06}{2655,336}$$

$$m = 693 \text{ Kg/Jam}$$

Jadi panas yang hilang dari heater (Q_{loss}) adalah

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q_{\text{media}})$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,025 \times (-1,036\text{E}+07 + 2,126\text{E}+06)$$

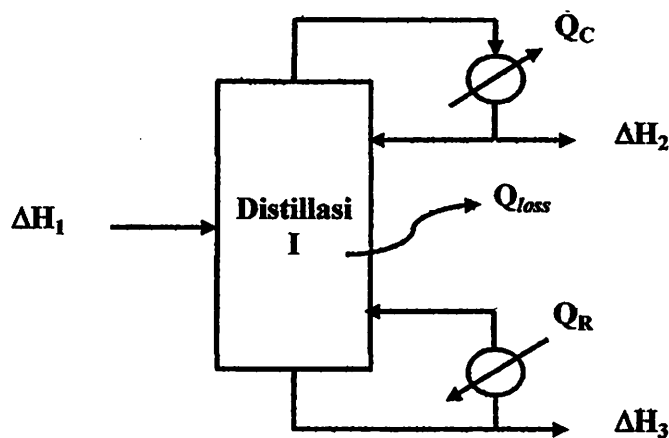
$$Q_{\text{loss}} = 5,450\text{E}+04$$

Jadi Neraca Panas Pada Heater

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	3,389E+05	ΔH_2	2,126E+06
Q_{media}	1,841E+06	Q_{loss}	5,450E+04
Total	2,180E+06	Total	2,180E+06

13. Kolom Distilasi I (D-120)

Fungsi : Memisahkan komponen metanol dan etanol dengan *higher mixed alcohols*, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan *flash separator III*.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q_R = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_C + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam *top* produk

ΔH_3 = Panas dalam *bottom* produk

Q_R = Panas yang diserap dari *steam*

Q_C = Panas yang diserap pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam kolom distilasi

Dari App A diperoleh data sebagai berikut :

P = 1 atm

$T_1 = 80,61 \text{ } ^\circ\text{C} = 353,76 \text{ K}$ Kondisi *Feed* saat *Bubble Point*

$T_2 = 74,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 348,00 \text{ K}$ Kondisi *Top* saat *Dew Point*

$T_3 = 99,69 \text{ } ^\circ\text{C} = 372,84 \text{ K}$ Kondisi *Bottom* saat *Bubble Point*

$$\text{Feed (F)} = 56.919 \text{ Kg/Jam} = 1.686,4320 \text{ Kmol/Jam}$$

$$\text{Top Product (T)} = 42.596 \text{ Kg/Jam} = 1.029,6548 \text{ Kmol/Jam}$$

$$\text{Bottom Product (B)} = 14.324 \text{ Kg/Jam} = 656,7772 \text{ Kmol/Jam}$$

Menghitung *Reflux Minimum* (Rm)

Dengan menggunakan pers. 11.7-19 & 11.7-20 dari buku Geankoplis maka harga Rm :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha \times X_F}{\alpha - \theta}$$

$$\text{Dimana : } \alpha = \frac{K_i}{K_{\text{heavy Key}}}$$

Karena kondisi *feed* adalah *bubble point* maka $q = 1$, maka :

$$0 = \sum \frac{\alpha \times X_F}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \times X_D}{\alpha - \theta}$$

Pada distilasi I ini propanol (C_3H_7OH) ditentukan sebagai *heavy key*

$$\text{Trial } \theta = 1,2155$$

Komposisi pada *Feed*

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol (X_F)	K_i	α	$\alpha \times X_F$
						$\alpha - \theta$
H ₂ O	18	602,0000	0,3570	0,4793	0,9290	-1,1573
CH ₃ OH	32	335,0000	0,1986	1,8267	3,5410	0,3025
C ₂ H ₅ OH	46	698,2174	0,4140	1,0937	2,1201	0,9704
C ₃ H ₇ OH	60	40,9626	0,0243	0,5159	1,0000	-0,1127
C ₄ H ₉ OH	74	8,2013	0,0049	0,2201	0,4266	-0,0026
C ₅ H ₁₁ OH	88	2,0507	0,0012	0,1029	0,1995	-0,0002
Total	-	1.686,4320	1,00	-	-	0,0000

Komposisi pada *Top Product* / Distilat

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol (X_D)	K_i	α	$\alpha \times X_D$
						$\alpha - \theta$
H ₂ O	18	3,0100	0,0029	0,3782	0,9404	-0,0100
CH ₃ OH	32	335,0000	0,3254	1,4831	3,6871	0,4854
C ₂ H ₅ OH	46	691,2352	0,6713	0,8697	2,1622	1,5333
C ₃ H ₇ OH	60	0,4096	0,0004	0,4022	1,0000	-0,0018
C ₄ H ₉ OH	74	0,0000	0,0000	0,1672	0,4157	0,0000
C ₅ H ₁₁ OH	88	0,0000	0,0000	0,0771	0,1917	0,0000
Total	-	1.029,6548	1,00	-	-	2,0069

$$R_m + 1 = 2,0069$$

$$R_m = 1,0069$$

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan Reflux Ratio} &= 1,5 \times R_m \\ &= 1,5 \times 1,0069 \\ &= 1,5103 \end{aligned}$$

Menghitung Kecepatan Aliran Uap dan *Liquid***- Aliran *liquid* untuk *refluks* (L_o)**

$$R = \frac{L_o}{T}$$

$$L_o = R \times T$$

$$L_o = 1,5103 \times 1.029,6548$$

$$L_o = 1.555,0785 \text{ Kmol/Jam}$$

- Aliran uap masuk kondensor (V)

$$V = (R + 1) \times T$$

$$V = (1,5103 + 1) \times 1.029,6548$$

$$V = 2.584,7333 \text{ Kmol/Jam}$$

- Aliran *liquid* masuk reboiler (L')

$$L' = L_o + (q \times F)$$

$$L' = 1.555,0785 + (1 \times 1686,432)$$

$$L' = 3.241,5105 \text{ Kmol/Jam}$$

- Aliran *liquid* keluar reboiler (V')

$$V' = V + F(q - 1)$$

$$V' = 2.584,7333 + 1686,432 \times (1 - 1)$$

$$V' = 2.584,7333 \text{ Kmol/Jam}$$

Komposisi uap yang masuk kondensor

Komponen	Fraksi Mol (X_T)	V Kmol/Jam	Komposisi uap Kmol/Jam
H ₂ O	0,0029	2.584,7333	7,5560
CH ₃ OH	0,3254		840,9475
C ₂ H ₅ OH	0,6713		1.735,2016
C ₃ H ₇ OH	0,0004		1,0283
C ₄ H ₉ OH	0,0000		0,0000
C ₅ H ₁₁ OH	0,0000		0,0000
Total	1,00	2.584,7333	2.584,7333

Komposisi *liquid* keluar kondensor yang direfluks

Komponen	Fraksi Mol (X_T)	Lo Kmol/Jam	Komposisi <i>liquid</i> Kmol/Jam
H ₂ O	0,0029	1.555,0785	4,5460
CH ₃ OH	0,3254		505,9475
C ₂ H ₅ OH	0,6713		1043,9664
C ₃ H ₇ OH	0,0004		0,6187
C ₄ H ₉ OH	0,0000		0,0000
C ₅ H ₁₁ OH	0,0000		0,0000
Total	1,00	1.555,0785	1.555,0785

Komposisi liquid masuk reboiler

Komponen	Fraksi Mol (X _B)	L' Kmol/Jam	Komposisi liquid Kmol/Jam
H ₂ O	0,9120	3.241,5105	2.956,3030
CH ₃ OH	0,0000		0,0000
C ₂ H ₅ OH	0,0106		34,4604
C ₃ H ₇ OH	0,0617		200,1485
C ₄ H ₉ OH	0,0125		40,4774
C ₅ H ₁₁ OH	0,0031		10,1213
Total	1,00	3.241,5105	3.241,5105

Komposisi uap keluar reboiler

Komponen	Fraksi Mol (X _B)	V' Kmol/Jam	Komposisi uap Kmol/Jam
H ₂ O	0,9120	2584,7333	2.357,3130
CH ₃ OH	0,0000		0,0000
C ₂ H ₅ OH	0,0106		27,4782
C ₃ H ₇ OH	0,0617		159,5955
C ₄ H ₉ OH	0,0125		32,2761
C ₅ H ₁₁ OH	0,0031		8,0705
Total	1,00	2.584,7333	2.584,7333

Menentukan Panas pada Feed dan Top Product (D_{H1} ; ΔH_V ; ΔH_{L0} ; ΔH₂ ; Q_C)

$$\Delta H = n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = n \int_{T_{ref}}^T A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T - T_{ref})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{ref})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{ref})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen CH₃OH

Diket : $n_1 = 335,0000 \text{ Kmol/Jam}$ Dari App. A

$n_V = 840,9475 \text{ Kmol/Jam}$

$n_{Lo} = 505,9475 \text{ Kmol/Jam}$

$n_2 = 335,0000 \text{ Kmol/Jam}$ Dari App. A

$T_1 = 80,61 \text{ }^\circ\text{C} = 353,76 \text{ K}$ T *Feed* pada *bubble point*

$T_V = 74,85 \text{ }^\circ\text{C} = 348 \text{ K}$ T *Top Product* pada *dew point*

$T_{Lo} = 73,18 \text{ }^\circ\text{C} = 346,33 \text{ K}$ T *Top Product* pada *bubble point*

$T_2 = 73,18 \text{ }^\circ\text{C} = 346,33 \text{ K}$ T *Top Product* pada *bubble point*

$T_1 - T_{ref} = 55,61 \text{ K}$

$T_V - T_{ref} = 49,85 \text{ K}$

$T_{Lo} - T_{ref} = 48,18 \text{ K}$

$T_2 - T_{ref} = 48,18 \text{ K}$

Panas Feed Masuk Kolom Distilasi (ΔH_1)

$$\frac{\Delta H_1}{n_1} = 21,152 \times 55,61 + \frac{7,0924\text{E-}02}{2} \times 55,61^2 + \frac{2,5870\text{E-}05}{3} \times 55,61^3 + \frac{-2,8520\text{E-}08}{4} \times 55,61^4$$

$\Delta H_1 = 4,313\text{E+}05 \text{ KJ/Jam}$

Panas Uap Masuk Kondensor (ΔH_V)

$$\frac{\Delta H_V}{n_V} = 21,152 \times 49,85 + \frac{7,0924\text{E-}02}{2} \times 49,85^2 + \frac{2,5870\text{E-}05}{3} \times 49,85^3 + \frac{-2,8520\text{E-}08}{4} \times 49,85^4$$

$\Delta H_V = 9,617\text{E+}05 \text{ KJ/Jam}$

Panas Liquid sebagai Refluks (ΔH_{Lo})

$$\frac{\Delta H_{Lo}}{n_{Lo}} = 21,152 \times 48,18 + \frac{7,0924\text{E-}02}{2} \times 48,18^2 + \frac{2,5870\text{E-}05}{3} \times 48,18^3 + \frac{-2,8520\text{E-}08}{4} \times 48,18^4$$

$\Delta H_{Lo} = 5,577\text{E+}05 \text{ KJ/Jam}$

Panas Produk Keluar Kondensor (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n_2} = 21,152 \times 48,18 + \frac{7,0924E-02}{2} \times 48,18^2 + \frac{2,5870E-05}{3} \times 48,18^3 + \frac{-2,8520E-08}{4} \times 48,18^4$$

$$\Delta H_2 = 3,693E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_v (KJ/Jam)	ΔH_{L_0} (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂ O	1,082E+06	1,217E+04	7,074E+03	4,684E+03
CH ₃ OH	4,313E+05	9,617E+05	5,577E+05	3,693E+05
C ₂ H ₅ OH	5,778E+05	1,235E+06	7,095E+05	4,698E+05
C ₃ H ₇ OH	2,626E+04	5,436E+02	3,081E+02	2,040E+02
C ₄ H ₉ OH	6,687E+03	-	-	-
C ₅ H ₁₁ OH	2,005E+03	-	-	-
Total	2,126E+06	2,210E+06	1,275E+06	8,440E+05

Panas yang diserap oleh pendingin (Q_C)

$$\Delta H_v = \Delta H_{L_0} + \Delta H_2 + Q_C$$

$$Q_C = \Delta H_v - \Delta H_{L_0} - \Delta H_2$$

$$Q_C = 2,210E+06 - 1,275E+06 - 8,440E+05$$

$$Q_C = 9,105E+04 \text{ KJ/Jam}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

Diket : Air pendingin masuk (T_1) pada suhu $27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}$

$$P = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Dari HC. Geankoplis diperoleh :

$$C_p = 4,1816 \text{ KJ/Kg.K}$$

Asumsi air pendingin keluar (T_2) pada suhu $60^\circ\text{C} = 333,15 \text{ K}$

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

$$\Delta T = 333,15 - 300,15$$

$$\Delta T = 33 \text{ K}$$

$$m = \frac{Q_{\text{media}}}{C_p \times \Delta T}$$

$$m = \frac{9,105E+04}{4,1816 \times 33}$$

$$m = 660 \text{ Kg/Jam}$$

Menentukan Panas pada Bottom Product (D_{HL} ; ΔH_V ; ΔH_3 ; Q_S)

$$\Delta H = n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = n \int_{T_{\text{ref}}}^T A + B.T + C.T^2 + D.T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A.(T-T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T-T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T-T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T-T_{\text{ref}})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen H_2O

$$\text{Diket : } n_L = 2.956,3030 \text{ Kmol/Jam}$$

$$n_V = 2.357,3130 \text{ Kmol/Jam}$$

$$n_3 = 598,9900 \text{ Kmol/Jam} \quad \dots \text{ Dari App. A}$$

$$T_L = 99,69 \text{ }^\circ\text{C} = 372,84 \text{ K} \quad T \text{ Bottom Product pada bubble point}$$

$$T_V = 100,26 \text{ }^\circ\text{C} = 373,41 \text{ K} \quad T \text{ Bottom Product pada dew point}$$

$$T_3 = 99,69 \text{ }^\circ\text{C} = 372,84 \text{ K} \quad T \text{ Bottom Product pada bubble point}$$

$$T_L - T_{\text{ref}} = 74,69 \text{ K}$$

$$T_V - T_{\text{ref}} = 75,26 \text{ K}$$

$$T_3 - T_{\text{ref}} = 74,69 \text{ K}$$

Panas Liquid Masuk Reboiler (ΔH_L)

$$\frac{\Delta H_L}{n_L} = 32,243 \times 74,69 + \frac{1,9238E-03}{2} \times 72,27^2 + \frac{1,0555E-05}{3} \times 72,27^3 + \frac{-3,5960E-09}{4} \times 72,27^4$$

$$\Delta H_L = 7,140E+06 \text{ KJ/Jam}$$

Panas Uap sebagai Refluks (ΔH_V)

$$\frac{\Delta H_V}{n_V} = 32,243 \times 75,26 + \frac{1,9238E-03}{2} \times 73,87^2 + \frac{1,0555E-05}{3} \times 73,87^3 + \frac{-3,5960E-09}{4} \times 73,87^4$$

$$\Delta H_V = 5,737E+06 \text{ KJ/Jam}$$

Panas Produk Keluar Reboiler (ΔH_3)

$$\frac{\Delta H_3}{n_3} = 32,243 \times 74,69 + \frac{1,9238E-03}{2} \times 72,27^2 + \frac{1,0555E-05}{3} \times 72,27^3 + \frac{-3,5960E-09}{4} \times 72,27^4$$

$$\Delta H_3 = 1,447E+06 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	ΔH_L (KJ/Jam)	ΔH_V (KJ/Jam)	ΔH_3 (KJ/Jam)
H ₂ O	7,140E+06	5,737E+06	1,447E+06
CH ₃ OH	-	-	-
C ₂ H ₅ OH	4,338E+04	3,497E+04	8,789E+03
C ₃ H ₇ OH	2,175E+05	1,758E+05	4,406E+04
C ₄ H ₉ OH	5,582E+04	4,513E+04	1,131E+04
C ₅ H ₁₁ OH	1,680E+04	1,358E+04	3,404E+03
Total	7,473E+06	6,006E+06	1,514E+06

Panas yang diserap dari pemanas (Q_R)

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{loss} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q_R)$$

$$Q_{loss} = 0,025\Delta H_1 + 0,025Q_R$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 + Q_R = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_C + 0,025\Delta H_1 + 0,025Q_R$$

$$0,975\Delta H_1 + 0,975Q_R = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_C$$

$$Q_R = \frac{\Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_C - 0,975\Delta H_1}{0,975}$$

$$Q_R = \frac{8,440E+05 + 1,514E+06 + 9,105E+04 - 2,072E+06}{0,975}$$

$$Q_R = 3,864E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Menghitung kebutuhan *steam*

Diket : *Superheated steam* pada suhu 300 °C (573,15 K)

$$P = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Dari table F.2. HC. Van Ness diperoleh :

$$H_L = 419,064 \text{ KJ/Kg}$$

$$H_v = 3074,4 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda = H_v - H_L$$

$$= 3074,4 - 419,064$$

$$= 2655,336 \text{ KJ/Kg}$$

$$m = \frac{Q_{\text{media}}}{\lambda}$$

$$m = \frac{3,864E+05}{2655,336}$$

$$m = 146 \text{ Kg/Jam}$$

Panas yang Hilang (Q_{loss})

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q_R)$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,25 \times (2,126E+06 + 3,864E+05)$$

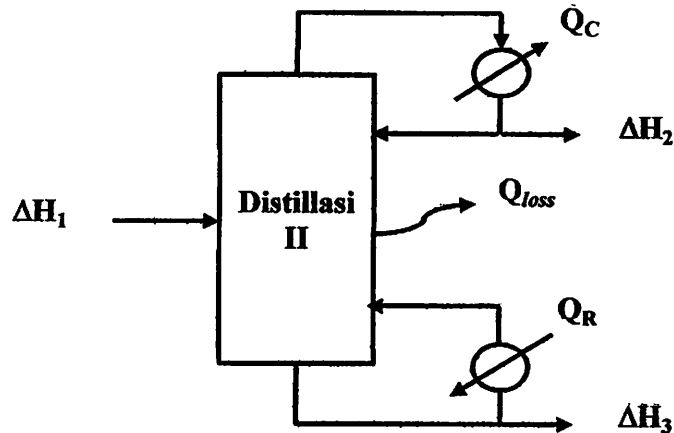
$$Q_{\text{loss}} = 6,280E+04$$

Jadi Neraca Panas Pada Kolom Distilasi I

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	2,126E+06	ΔH_2	8,440E+05
		ΔH_3	1,514E+06
Q_R	3,864E+05	Q_C	9,105E+04
		Q_{loss}	6,280E+04
Total	2,512E+06	Total	2,512E+06

14. Kolom Distilasi II (D-130)

Fungsi : Memisahkan komponen metanol dengan etanol, dari campuran produk atas pada proses distilasi I.



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q_R = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_C + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam *top produk*

ΔH_3 = Panas dalam *bottom produk*

Q_R = Panas yang diserap dari *steam*

Q_C = Panas yang diserap pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam kolom distilasi

Dari App A diperoleh data sebagai berikut :

$P = 1 \text{ atm}$

$T_1 = 73,18 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,33 \text{ K}$ Kondisi *Feed* saat *Bubble Point*

$T_2 = 64,96 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,11 \text{ K}$ Kondisi *Top* saat *Dew Point*

$T_3 = 78,39 \text{ } ^\circ\text{C} = 351,54 \text{ K}$ Kondisi *Bottom* saat *Bubble Point*

Feed (F) = 42.596 Kg/Jam = 1.029,6548 Kmol/Jam

Top Product (T) = 11.029 Kg/Jam = 341,7316 Kmol/Jam

Bottom Product (B) = 31.566 Kg/Jam = 687,9232 Kmol/Jam

Menghitung *Reflux Minimum* (Rm)

Dengan menggunakan pers. 11.7-19 & 11.7-20 dari buku Geankoplis maka harga Rm :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha \times X_F}{\alpha - \theta}$$

$$\text{Dimana : } \alpha = \frac{K_i}{K_{\text{heavy Key}}}$$

Karena kondisi *feed* adalah *bubble point* maka $q = 1$, maka :

$$0 = \sum \frac{\alpha \times X_F}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \times X_D}{\alpha - \theta}$$

Pada distilasi II ini ethanol (C_2H_5OH) ditentukan sebagai *heavy key*

$$\text{Trial } \theta = 1,3910$$

Komposisi pada *Feed*

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol (X_F)	K_i	α	$\alpha \times X_F$
						$\alpha - \theta$
H ₂ O	18	3,0100	0,0029	0,3525	0,4339	-0,0013
CH ₃ OH	32	335,0000	0,3254	1,3938	1,7159	1,7184
C ₂ H ₅ OH	46	691,2352	0,6713	0,8123	1,0000	-1,7169
C ₃ H ₇ OH	60	0,4096	0,0004	0,3734	0,4597	-0,0002
Total	-	1.029,6548	1,00	-	-	0,0000

Komposisi pada *Top Product / Distilat*

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol (X_D)	K_i	α	$\alpha \times X_D$
						$\alpha - \theta$
H ₂ O	18	0,2258	0,0007	0,2464	0,4289	-0,0003
CH ₃ OH	32	334,5980	0,9791	1,0178	1,7713	4,5602
C ₂ H ₅ OH	46	6,8874	0,0202	0,5746	1,0000	-0,0515
C ₃ H ₇ OH	60	0,0205	0,0001	0,2556	0,4448	0,0000
Total	-	341,7316	1,00	-	-	4,5083

$$R_m + 1 = 4,5083$$

$$R_m = 3,5083$$

$$\begin{aligned}
 \text{Direncanakan Reflux Ratio} &= 1,5 \times R_m \\
 &= 1,5 \times 3,5083 \\
 &= 5,2625
 \end{aligned}$$

Menghitung Kecepatan Aliran Uap dan *Liquid*

- Aliran *liquid* untuk *refluks* (L_o)

$$R = \frac{L_o}{T}$$

$$L_o = R \times T$$

$$L_o = 5,2625 \times 341,7316$$

$$L_o = 1.798,3587 \text{ Kmol/Jam}$$

- Aliran uap masuk kondensor (V)

$$V = (R + 1) \times T$$

$$V = (5,2625 + 1) \times 341,7316$$

$$V = 2.140,0903 \text{ Kmol/Jam}$$

- Aliran *liquid* masuk reboiler (L')

$$L' = L_o + (q \times F)$$

$$L' = 1.798,3587 + (1 \times 1029,6548)$$

$$L' = 2.828,0135 \text{ Kmol/Jam}$$

- Aliran *liquid* keluar reboiler (V')

$$V' = V + F(q - 1)$$

$$V' = 2.140,0903 + 1029,6548 \times (1 - 1)$$

$$V' = 2.140,0903 \text{ Kmol/Jam}$$

Komposisi uap yang masuk kondensor

Komponen	Fraksi Mol (X_T)	V Kmol/Jam	Komposisi uap Kmol/Jam
H ₂ O	0,0007	2.140,0903	1,4138
CH ₃ OH	0,9791		2.095,4161
C ₂ H ₅ OH	0,0202		43,1322
C ₃ H ₇ OH	0,0001		0,1283
Total	1,00	2.140,0903	2.140,0903

Komposisi *liquid* keluar kondensor yang direfluks

Komponen	Fraksi Mol (X_T)	L_o Kmol/Jam	Komposisi <i>liquid</i> Kmol/Jam
H ₂ O	0,0007	1.798,3587	1,1880
CH ₃ OH	0,9791		1760,8181
C ₂ H ₅ OH	0,0202		36,2448
C ₃ H ₇ OH	0,0001		0,1078
Total	1,00	1.798,3587	1.798,3587

Komposisi *liquid* masuk reboiler

Komponen	Fraksi Mol (X_B)	L' Kmol/Jam	Komposisi <i>liquid</i> Kmol/Jam
H ₂ O	0,0040	2.828,0135	11,4459
CH ₃ OH	0,0006		1,6526
C ₂ H ₅ OH	0,9948		2.813,3152
C ₃ H ₇ OH	0,0006		1,5998
Total	1,00	2.828,0135	2.828,0135

Komposisi uap keluar reboiler

Komponen	Fraksi Mol (X_B)	V' Kmol/Jam	Komposisi uap Kmol/Jam
H ₂ O	0,0040	2140,0903	8,6616
CH ₃ OH	0,0006		1,2506
C ₂ H ₅ OH	0,9948		2.128,9675
C ₃ H ₇ OH	0,0006		1,2106
Total	1,00	2.140,0903	2.140,0903

Menentukan Panas pada *Feed* dan *Top Product* (D_{H1} ; ΔH_V ; ΔH_{L_o} ; ΔH_2 ; Q_C)

$$\Delta H = n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = n \int_{T_{ref}}^T A + B.T + C.T^2 + D.T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A.(T-T_{ref}) + \frac{B}{2} (T-T_{ref})^2 + \frac{C}{3} (T-T_{ref})^3 + \frac{D}{4} (T-T_{ref})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen C_2H_5OH

Diket : $n_1 = 691,2352$ Kmol/Jam Dari App. A

$n_v = 43,1322$ Kmol/Jam

$n_{Lo} = 36,2448$ Kmol/Jam

$n_2 = 6,8874$ Kmol/Jam Dari App. A

$T_1 = 73,18$ °C = 346,33 K T *Feed* pada *bubble point*

$T_v = 64,96$ °C = 338,11 K T *Top Product* pada *dew point*

$T_{Lo} = 64,75$ °C = 337,9 K T *Top Product* pada *bubble point*

$T_2 = 64,75$ °C = 337,9 K T *Top Product* pada *bubble point*

$T_1 - T_{ref} = 48,18$ K

$T_v - T_{ref} = 39,96$ K

$T_{Lo} - T_{ref} = 39,75$ K

$T_2 - T_{ref} = 39,75$ K

Panas Feed Masuk Kolom Distilasi (ΔH_1)

$$\frac{\Delta H_1}{n_1} = 9,014 \times 48,18 + \frac{2,1407E-01}{2} \times 48,18^2 + \frac{-8,3900E-05}{3} \times 48,18^3 + \frac{1,3733E-09}{4} \times 48,18^4$$

$$\Delta H_1 = 4,698E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Panas Uap Masuk Kondensor (ΔH_v)

$$\frac{\Delta H_v}{n_v} = 9,014 \times 39,96 + \frac{2,1407E-01}{2} \times 39,96^2 + \frac{-8,3900E-05}{3} \times 39,96^3 + \frac{1,3733E-09}{4} \times 39,96^4$$

$$\Delta H_v = 2,283E+04 \text{ KJ/Jam}$$

Panas Liquid sebagai Refluks (ΔH_{Lo})

$$\frac{\Delta H_{Lo}}{n_{Lo}} = 9,014 \times 39,75 + \frac{2,1407E-01}{2} \times 39,75^2 + \frac{-8,3900E-05}{3} \times 39,75^3 + \frac{1,3733E-09}{4} \times 39,75^4$$

$$\Delta H_{Lo} = 1,905E+04 \text{ KJ/Jam}$$

Panas Produk Keluar Kondensor (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n_2} = 9,014 \times 39,75 + \frac{2,1407E-01}{2} \times 39,75^2 + \frac{-8,3900E-05}{3} \times 39,75^3 + \frac{1,3733E-09}{4} \times 39,75^4$$

$$\Delta H_2 = 3,621E+03 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_v (KJ/Jam)	ΔH_{Lo} (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H₂O	4,684E+03	1,824E+03	1,525E+03	2,897E+02
CH₃OH	3,693E+05	1,891E+06	1,580E+06	3,003E+05
C₂H₅OH	4,698E+05	2,283E+04	1,905E+04	3,621E+03
C₃H₇OH	2,040E+02	4,621E+01	3,848E+01	7,312E+00
Total	8,440E+05	1,916E+06	1,601E+06	3,042E+05

Panas yang diserap oleh pendingin (Q_c)

$$\Delta H_v = \Delta H_{Lo} + \Delta H_2 + Q_c$$

$$Q_c = \Delta H_v - \Delta H_{Lo} - \Delta H_2$$

$$Q_c = 1,916E+06 - 1,601E+06 - 3,042E+05$$

$$Q_c = 1,068E+04 \text{ KJ/Jam}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

Diket : Air pendingin masuk (T_1) pada suhu $27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}$

$$P = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Dari HC. Geankoplis diperoleh :

$$C_p = 4,1816 \text{ KJ/Kg.K}$$

Asumsi air pendingin keluar (T_2) pada suhu $50\text{ }^\circ\text{C} = 323,15\text{ K}$

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

$$\Delta T = 323,15 - 300,15$$

$$\Delta T = 23\text{ K}$$

$$m = \frac{Q_{\text{media}}}{C_p \times \Delta T}$$

$$m = \frac{1,068\text{E}+04}{4,1816 \times 23}$$

$$m = 111\text{ Kg/Jam}$$

Menentukan Panas pada Bottom Product (D_{HL} ; ΔH_V ; ΔH_3 ; \dot{Q}_S)

$$\Delta H = n \int_{T_{\text{ref}}}^T \bar{C}_p d\bar{T} = n \int_{T_{\text{ref}}}^T A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T - T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{\text{ref}})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen H_2O

$$\text{Diket : } n_L = 11,4459\text{ Kmol/Jam}$$

$$n_V = 8,6616\text{ Kmol/Jam}$$

$$n_3 = 2,7843\text{ Kmol/Jam} \quad \dots \text{ Dari App. A}$$

$$T_L = 78,39\text{ }^\circ\text{C} = 351,54\text{ K} \quad T \text{ Bottom Product pada bubble point}$$

$$T_V = 78,48\text{ }^\circ\text{C} = 351,63\text{ K} \quad T \text{ Bottom Product pada dew point}$$

$$T_3 = 78,39\text{ }^\circ\text{C} = 351,54\text{ K} \quad T \text{ Bottom Product pada bubble point}$$

$$T_L - T_{\text{ref}} = 53,39\text{ K}$$

$$T_V - T_{\text{ref}} = 53,48\text{ K}$$

$$T_3 - T_{\text{ref}} = 53,39\text{ K}$$

Panas Liquid Masuk Reboiler (ΔH_L)

$$\frac{\Delta H_L}{n_L} = 32,243 \times 53,39 + \frac{1,9238\text{E}-03}{2} \times 53,39^2 + \frac{1,0555\text{E}-05}{3} \times 53,39^3 + \frac{-3,5960\text{E}-09}{4} \times 53,39^4$$

$$\Delta H_L = 2,764\text{E}+04\text{ KJ/Jam}$$

Panas Uap sebagai Refluks (ΔH_V)

$$\frac{\Delta H_V}{n_V} = 32,243 \times 53,48 + \frac{1,9238E-03}{2} \times 53,48^2 + \frac{1,0555E-05}{3} \times 53,48^3 + \frac{-3,5960E-09}{4} \times 53,48^4$$

$$\Delta H_V = 2,108E+04 \text{ KJ/Jam}$$

Panas Produk Keluar Reboiler (ΔH_3)

$$\frac{\Delta H_3}{n_3} = 32,243 \times 53,39 + \frac{1,9238E-03}{2} \times 53,39^2 + \frac{1,0555E-05}{3} \times 53,39^3 + \frac{-3,5960E-09}{4} \times 53,39^4$$

$$\Delta H_3 = 6,724E+03 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_V (KJ/Jam)	ΔH_3 (KJ/Jam)
H ₂ O	2,764E+04	2,108E+04	6,724E+03
CH ₃ OH	2,943E+03	2,246E+03	7,160E+02
C ₂ H ₅ OH	3,541E+06	2,710E+06	8,614E+05
C ₃ H ₇ OH	1,738E+03	1,334E+03	4,228E+02
Total	3,573E+06	2,734E+06	8,693E+05

Panas yang diserap dari pemanas (Q_R)

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{loss} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q_R)$$

$$Q_{loss} = 0,025\Delta H_1 + 0,025Q_R$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 + Q_R = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_C + 0,025\Delta H_1 + 0,025Q_R$$

$$0,975\Delta H_1 + 0,975Q_R = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_C$$

$$Q_R = \frac{\Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_C - 0,975\Delta H_1}{0,975}$$

$$Q_R = \frac{3,042E+05 + 8,693E+05 + 1,068E+04 - 8,229E+05}{0,975}$$

$$Q_R = 3,705E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Menghitung kebutuhan *steam*

Diket : *Superheated steam* pada suhu 300 °C (573,15 K)

$$P = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Dari table F.2. HC. Van Ness diperoleh :

$$H_L = 419,064 \text{ KJ/Kg}$$

$$H_v = 3074,4 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda = H_v - H_L$$

$$= 3074,4 - 419,064$$

$$= 2655,336 \text{ KJ/Kg}$$

$$m = \frac{Q_{media}}{\lambda}$$

$$m = \frac{3,705E+05}{2655,336}$$

$$m = 140 \text{ Kg/Jam}$$

Panas yang Hilang (Q_{loss})

$$Q_{loss} = 2,50\% \times (\Delta H_1 + Q_R)$$

$$Q_{loss} = 0,25 \times (8,440E+05 + 3,705E+05)$$

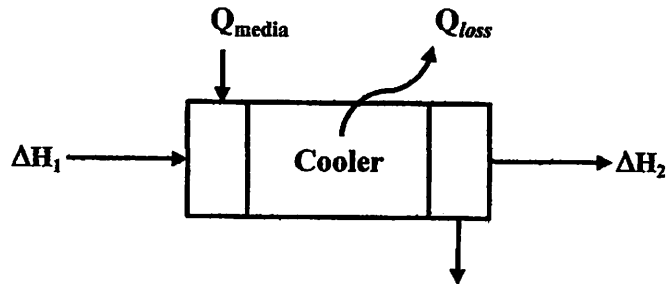
$$Q_{loss} = 3,036E+04$$

Jadi Neraca Panas Pada Kolom Distilasi II

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	8,440E+05	ΔH_2	3,042E+05
		ΔH_3	8,693E+05
Q_R	3,705E+05	Q_C	1,068E+04
		Q_{loss}	3,036E+04
Total	1,214E+06	Total	1,214E+06

15. Cooler (E-134)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar dari akumulator distilasi II sebelum ditampung pada *storage* metanol dari 64,75 °C menjadi 30 °C



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{media} + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam produk

Q_{media} = Panas dari media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam pendingin

Diketahui : $T_1 = 64,75 \text{ } ^\circ\text{C} = 337,90 \text{ K}$

$T_2 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari *cooler*

$$\Delta H = n \int_{T_{ref}}^T \bar{C}_p d\bar{T} = n \int_{T_{ref}}^T A + B.T + C.T^2 + D.T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A.(T-T_{ref}) + \frac{B}{2} (T-T_{ref})^2 + \frac{C}{3} (T-T_{ref})^3 + \frac{D}{4} (T-T_{ref})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen CH_3OH

Diket : $n = 334,5980 \text{ Kmol/Jam}$

$T = T_1 = 337,90 \text{ K}$

$T = T_2 = 303,15 \text{ K}$

$T_1 - T_{ref} = 39,75 \text{ K}$

$T_2 - T_{ref} = 5 \text{ K}$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\frac{\Delta H_1}{n} = 21,152 \times 39,75 + \frac{7,0924E-02}{2} \times 39,75^2 + \frac{2,5870E-05}{3} \times 39,75^3 + \frac{-2,8520E-08}{4} \times 39,75^4$$

$$\Delta H_1 = 3,003E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n} = 21,152 \times 5 + \frac{7,0924E-02}{2} \times 5^2 + \frac{2,5870E-05}{3} \times 5^3 + \frac{-2,8520E-08}{4} \times 5^4$$

$$\Delta H_2 = 3,568E+04 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂ O	0,2258	2,897E+02	3,640E+01
CH ₃ OH	334,5980	3,003E+05	3,568E+04
C ₂ H ₅ OH	6,8874	3,621E+03	3,288E+02
C ₃ H ₇ OH	0,0205	7,312E+00	3,379E-01
Total	-	3,042E+05	3,605E+04

Menghitung panas media pemanas yang masuk dan panas yang hilang dari cooler

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times \Delta H_1$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,025 \times 3,042E+05$$

$$Q_{\text{loss}} = 7,604E+03 \text{ KJ/Jam}$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{media}} = \Delta H_1 - \Delta H_2 - Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{media}} = 3,042E+05 - 3,605E+04 - 7,604E+03$$

$$Q_{\text{media}} = 2,605E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

Diket : Air pendingin masuk (T_1) pada suhu $27^\circ\text{C} = 300,15\text{ K}$

$$P = 1\text{ atm} = 101,325\text{ kPa}$$

Dari HC. Geankoplis diperoleh :

$$C_p = 4,1816\text{ KJ/Kg.K}$$

Asumsi air pendingin keluar (T_2) pada suhu $50^\circ\text{C} = 323,15\text{ K}$

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

$$\Delta T = 323,15 - 300,15$$

$$\Delta T = 23\text{ K}$$

$$m = \frac{Q_{\text{media}}}{C_p \times \Delta T}$$

$$m = \frac{2,605\text{E}+05}{4,1816 \times 23}$$

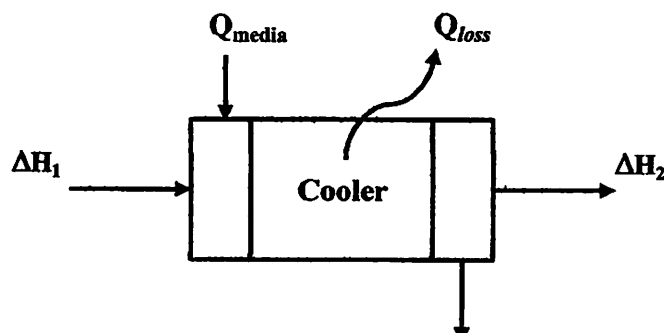
$$m = 2.709\text{ Kg/Jam}$$

Jadi Neraca Panas Pada *Cooler*

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	3,042E+05	ΔH_2	3,605E+04
		Q_{media}	2,605E+05
		Q_{loss}	7,604E+03
Total	3,042E+05	Total	3,042E+05

16. Cooler (E-137)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar reboiler distilasi II sebelum ditampung pada *storage* etanol dari $78,39^\circ\text{C}$ menjadi 30°C .



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam *feed*

ΔH_2 = Panas dalam produk

Q_{media} = Panas dari media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam pendingin

Diketahui : $T_1 = 78,39 \text{ }^\circ\text{C} = 351,54 \text{ K}$

$T_2 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$

Menghitung panas komponen yang masuk dan keluar dari cooler

$$\Delta H = n \int_{T_{\text{ref}}}^T \dot{C}_p dT = n \int_{T_{\text{ref}}}^T A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 dT$$

$$\frac{\Delta H}{n} = A \cdot (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T - T_{\text{ref}})^2 + \frac{C}{3} (T - T_{\text{ref}})^3 + \frac{D}{4} (T - T_{\text{ref}})^4$$

Contoh perhitungan untuk komponen $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$

Diket : $n = 684,3478 \text{ Kmol/Jam}$

$T = T_1 = 351,54 \text{ K}$

$T = T_2 = 303,15 \text{ K}$

$T_1 - T_{\text{ref}} = 53,39 \text{ K}$

$T_2 - T_{\text{ref}} = 5 \text{ K}$

Panas masuk (ΔH_1)

$$\begin{aligned} \frac{\Delta H_1}{n} = & 9,014 \times 53,39 + \frac{2,1407\text{E-}01}{2} \times 53,39^2 + \frac{-8,3900\text{E-}05}{3} \times \\ & 53,39^3 + \frac{1,3733\text{E-}09}{4} \times 53,39^4 \end{aligned}$$

$\Delta H_1 = 5,352\text{E+}05 \text{ KJ/Jam}$

Panas keluar (ΔH_2)

$$\frac{\Delta H_2}{n} = 9,014 \times 5 + \frac{2,1407E-01}{2} \times 5^2 + \frac{-8,3900E-05}{3} \times 5^3 + \frac{1,3733E-09}{4} \times 5^4$$

$$\Delta H_2 = 3,267E+04 \text{ KJ/Jam}$$

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	ΔH_1 (KJ/Jam)	ΔH_2 (KJ/Jam)
H ₂ O	2,7843	4,802E+03	4,489E+02
CH ₃ OH	0,4020	4,951E+02	4,287E+01
C ₂ H ₅ OH	684,3478	5,352E+05	3,267E+04
C ₃ H ₇ OH	0,3891	2,321E+02	6,420E+00
Total	-	5,408E+05	3,317E+04

Menghitung panas media pemanas yang masuk dan panas yang hilang dari *cooler*

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

Asumsi panas yang hilang (Q_{loss}) 2,5% dari panas yang masuk

$$Q_{\text{loss}} = 2,50\% \times \Delta H_1$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,025 \times 5,408E+05$$

$$Q_{\text{loss}} = 1,352E+04 \text{ KJ/Jam}$$

Sehingga :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{media}} = \Delta H_1 - \Delta H_2 - Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{media}} = 5,408E+05 - 3,317E+04 - 1,352E+04$$

$$Q_{\text{media}} = 4,941E+05 \text{ KJ/Jam}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

Diket : Air pendingin masuk (T_1) pada suhu $27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}$

$$P = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Dari HC. Geankoplis diperoleh :

$$C_p = 4,1816 \text{ KJ/Kg.K}$$

Asumsi air pendingin keluar (T_2) pada suhu $60^\circ\text{C} = 333,15\text{ K}$

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

$$\Delta T = 333,15 - 300,15$$

$$\Delta T = 33\text{ K}$$

$$m = \frac{Q_{\text{media}}}{C_p \times \Delta T}$$

$$m = \frac{4,941\text{E}+05}{4,1816 \times 33}$$

$$m = 3.580\text{ Kg/Jam}$$

Jadi Neraca Panas Pada Cooler

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	5,408E+05	ΔH_2	3,317E+04
		Q_{media}	4,941E+05
		Q_{loss}	1,352E+04
Total	5,408E+05	Total	5,408E+05

APPENDIX C

SPEKIFIKASI PERALATAN

1. Storage Syngas (F-111)

Fungsi Menyimpan bahan baku *syngas* selama yang berasal dari *supplier* untuk persediaan selama 15 hari

- Direncanakan :

Bentuk : *Spherical*

Bahan konstruksi : SA - 202 Grade A

$$f = 18.750$$

Jenis pengelasan : *Double welded butt joint*

$$E = 0,8$$

Faktor korosi : 1/16 in

Tekanan *storage* : 5 atm = 73,48 psia

Temperatur *storage* : -250 °C = 23,15 K = -418 °F

- Perhitungan :

Jumlah bahan baku : 98.643 Kg/Jam = 217.470,5749 lb/Jam

Densitas : 32,1491 lb/ft³ ... diambil dari perhitungan di Perry's

$$\text{Volume bahan baku} = \frac{\text{Jumlah bahan baku}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{217.470,5749}{32,1491}$$

$$= 6.764,4315 \text{ ft}^3/\text{Jam}$$

Direncanakan *storage* menyimpan bahan baku untuk 15 hari operasi
360 jam operasi

Volume bahan baku = 6.764,4315 × 360

$$= 2.435.195,3516 \text{ ft}^3 = 57.998,6824 \text{ m}^3$$

Trial jumlah *storage* = 6 buah

$$\text{Volume bahan baku} = \frac{2.435.195,3516}{6}$$

$$= 405.865,8919 \text{ ft}^3 = 9.666,4471 \text{ m}^3$$

Diperkirakan fluida akan mengisi sebanyak 95% volume total *storage*

$$\begin{aligned} \text{Volume total } storage &= \frac{100\%}{95\%} \times 405.865,8919 \\ &= 427.227,2547 \text{ ft}^3 = 10.175,2074 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total} = \pi/6 \times di^3$$

$$\text{Volume total} = 0,5236 \times di^3$$

$$\begin{aligned} di &= \left(\frac{\text{Volume total}}{0,5236} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{427.230,3963}{0,5236} \right)^{1/3} \\ &= 93,4447 \text{ ft} = 1.121,3360 \text{ in} = 28,4819 \text{ m} \end{aligned}$$

$$r = \frac{di}{2}$$

$$= \frac{93,4447}{2}$$

$$= 46,7223 \text{ ft} = 560,6680 \text{ in} = 14,2410 \text{ m}$$

Jadi *trial* jumlah *storage* benar karena volume bahan baku di dalam *storage*

<15.000 m³ dan nilai *di* < dari *di* maksimal (30 m) (Gael D. Ulrich. 1984. hal. 248)

$$P_{feed} = 5 \text{ atm}$$

$$P_{operasi} = P_{feed} - 1 \text{ atm}$$

$$= 5 - 1$$

$$= 4 \text{ atm g}$$

$$= 58,784 \text{ psig}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times (di - 1)}{144}$$

$$= \frac{32,1491 \times (46,7223 - 1)}{144}$$

$$= 10,2079 \text{ psig}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= (100\% + 5\%) \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 105\% \times (58,784 + 10,2079) \\ &= 72,4415 \text{ psig} \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *spherical shell*

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{p \times r}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C \\ &= \frac{72,4415 \times 560,6680}{18.750 \times 1,8 - 0,2 \times 72,4415} + \frac{1}{16} \\ &= 1,2664 \text{ in} = \frac{20,2631}{16} \text{ in} \approx 1 \frac{3}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: <i>Storage Syngas</i>
Type	: <i>Spherical Tank</i>
Bahan konstruksi	: SA - 202 Grade A
Kapasitas	: 10.175,2074 m ³
Ukuran	:
- di	: 28,4819 m
- do	: 28,5518 m
- ts	: 1 3/8 in
- Pi	: 5 atm
Jumlah	: 6 Buah

2. Heater (E-112)

Fungsi : Menaikkan suhu *syngas* yang keluar *storage* sebelum masuk reaktor konversi etanol dari -250 menjadi 27,17 °C.

Type : *Shell and Tubes Heat Exchanger*

Bahan : SA - 213 Grade TP 304

- Perhitungan :

Suhu <i>feed</i> masuk (t_1)	= -250 °C	= -418 °F
Suhu <i>feed</i> keluar (t_2)	= 27,17 °C	= 80,90 °F
Suhu <i>steam</i> masuk (T_1)	= 300 °C	= 572 °F

Suhu <i>steam</i> keluar (T_2)	=	300	°C	=	572	°F
Laju alir <i>feed</i>	=	98.643	Kg/Jam	=	217.470,6182	lb/Jam
Laju alir <i>steam</i>	=	19.521	Kg/Jam	=	43.037,2829	lb/Jam
Panas <i>steam</i> masuk	=	4,186E+07	KJ/Jam	=	3,9674E+07	BTU/Jam

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_2 & \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 572 - 80,903 & &= 572 - -418 \\ &= 491,1 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 990 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= \frac{491,1 - 990}{\ln(491,1 / 990)} \\ &= 711,64 \end{aligned}$$

Karena proses isothermal, maka nilai $F_t = 1$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 1 \times 711,64 \\ &= 711,64 \end{aligned}$$

Karena nilai $F_t > 0,95$, maka Type HE = 2 - 4

Menentukan suhu kaloric

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} & t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{572 + 572}{2} & &= \frac{-418 + 80,903}{2} \\ &= 572 \text{ } ^\circ\text{F} & &= -168,55 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Trial U_D : Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal. 840, didapatkan data :

$$U_D = 5 \text{ s/d } 50 \quad \text{diambil nilai } U_D = 40 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{3,9674E+07}{40 \times 711,64} \\ &= 1.393,7553 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai $A > 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type Shell and Tube

Trial panjang pipa = 16 ft *Triangular Pitch*

Trial OD = 1¼ in BWG = 14 $a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= \frac{1.393,7553}{0,3271 \times 16,00}$$

$$= 266 \gg \text{distandardkan menjadi} = 270 \text{ maka } ID_s = 31 \text{ in}$$

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{N_t}{N_{t \text{ standard}}} \times U_{D \text{ trial}}$$

$$= \frac{266}{270} \times 40$$

$$= 39,4532 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \quad \text{Trial } U_D \text{ sesuai OK}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Type HE = 2 - 4

Bagian Shell	Bagian Tube
$ID_s = 31 \text{ in}$	$d_o = 1\frac{1}{4} \text{ in} \quad d_i = 1,08 \text{ in}$
$n' = 2$	$n = 4 \quad l = 16 \text{ ft}$
$B = 13$	$N_t = 270 \quad P_T = 1,56 \text{ in}$
$d_e = 0,91 \text{ in}$	$a' = 0,923 \text{ in}^2 \quad \text{susunan } \Delta$
$c' = 0,31 \text{ in}$	$a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad 14 \text{ BWG}$

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Shell (Syngas)	Bagian Tube (Steam)
<p>Menghitung N_{RE}</p> $a_s = \frac{ID_s \times c' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ $= \frac{31 \times 0,3125 \times 13}{2 \times 1,5625 \times 144}$ $= 0,2799 \text{ ft}^2$	<p>Menghitung N_{RE}</p> $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{270 \times 0,923}{4 \times 144}$ $= 0,4327 \text{ ft}^2$

$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{217.470,62}{0,2799}$ $= 777.066 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 0,0549 \text{ cp}$ $N_{res} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{777066 \times 0,91/12}{0,0549 \times 2,42}$ $= 4,4354E+05$	$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{43.037,28}{0,4327}$ $= 99.472 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 0,02 \text{ cp}$ $N_{ret} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{99472 \times 1,08/12}{0,02 \times 2,42}$ $= 1,8497E+05$
<p>Mencari faktor panas J_H</p> $J_H = 580 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	<p>Karena media panasnya <i>steam</i> maka :</p> $h_{io} = 1.500 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
<p>Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o</p> <p>Pada $T_c = -168,55 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $C_p = 3,2557 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F}$ $k = 0,0383 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$ $\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 489,2277$ $t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ $= 182,13 \text{ } ^\circ\text{F}$	
<p>Sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p> $= 0,0993$ $h_o = 489,22768 \times 0,0993$ $= 48,5803 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_C)

$$\begin{aligned}
 U_C &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\
 &= \frac{48,5803 \times 1.500}{48,5803 + 1.500} \\
 &= 47,0563 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

Mencari dirt factor pipa terpakai (R_d)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\
 &= \frac{47,0563 - 39,4532}{47,0563 \times 39,4532} \\
 &= 0,0041 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F/BTU} > R_d \text{ ketetapan (0,001)} \quad \text{OK}
 \end{aligned}$$

Evaluasi Δp

Bagian Shell (Syngas)	Bagian Tube (Steam)
Menghitung N_{RE} $N_{res} = 4,4354E+05$ $f = 0,00095$	Menghitung N_{RE} $N_{ret} = 1,8497E+05$ $f = 0,000105$
Mencari Δp_s karena panjang shell $(N+1) = n' \times \frac{12 \times 1}{B}$ $= 2 \times \frac{12 \times 16}{13}$ $= 29,538$ $S_g = 0,5922$ $\Delta p_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_c \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 1,17 \text{ psi} < 10 \text{ psi} \quad \text{OK}$	Mencari Δp_t karena panjang tube $\Delta p_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_i \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 0,0012 \text{ psi}$ Mencari Δp_n karena tube passes $\left[\frac{v^2}{2g_c} \right] \times \frac{\rho}{144} = 0,01$ $\Delta p_n = \frac{4n}{S_g} \left[\frac{v^2}{2g_c} \right] \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,16 \text{ psi}$ $\Delta p_t = \Delta p_t + \Delta p_n$ $= 0,0012 + 0,16$ $= 0,1612 \text{ psi} < 2 \text{ psi} \quad \text{OK}$

Spesifikasi peralatan :Nama alat : *Heater*Type : *Shell and Tube Heat Exchanger*Bahan konstruksi : *SA - 213 Grade TP 304*

Ukuran :

Bagian <i>Shell</i>		Bagian <i>Tube</i>	
$ID_s = 31$	in	$d_o = 1\frac{1}{4}$	in $d_i = 1,08$ in
$n' = 2$		$n = 4$	$l = .16$ ft
$B = 13$		$N_t = 270$	$P_T = 1,56$ in
$d_c = 0,91$	in	$a' = 0,923$	in ² susunan Δ
$c' = 0,31$	in	$a'' = 0,3271$	ft ² /ft 14 BWG

Jumlah : 1 Buah

3. Kompresor (G-113)

Fungsi : Menaikkan tekanan *syngas* yang keluar *storage* sebelum masuk reaktor konversi etanol dari 5 atm menjadi 70 atm.

Type : *Centrifugal*Bahan : *Cast Steel ASTM A553 Type I***- Perhitungan :**Tekanan masuk (P_1) = 5 atm = 73,48 psiaTekanan keluar (P_2) = 70 atm = 1.028,72 psia

$$\text{Rasio kompresi } (R_c) = \frac{P_2}{P_1} = \frac{1028,72}{73,48} = 14$$

Densitas $\cong 1,3237$ lb/ft³ A. Bejan "*Heat Transfer Handbook*"

Dari App. A & B diketahui :

$$Q = 6,396E+07 \text{ KJ/Jam} = 6,0623E+07 \text{ BTU/Jam}$$

$$m = 98.643 \text{ Kg/Jam} = 3.942.825,8432 \text{ ft}^3/\text{hari (CFD)}$$

$$R/C_p = 0,2449 \text{ maka nilai } k = 1,3243$$

$$T_1 = 300,32 \text{ K} = 80,90 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 573,15 \text{ K} = 572 \text{ }^\circ\text{F}$$

Menentukan jumlah *stage* pada kompressor

Dari Ernest E. Ludwig Edisi 3 diketahui nilai R_{cps} maksimal & jumlah *stage* maksimal

$$R_{cps} = 3 - 4,5 \quad \text{..... Table 12.1}$$

$$\text{Jumlah stage} = 8 - 10$$

$$\text{Trial jumlah stage (n)} = 2$$

$$\begin{aligned} R_{cps} &= R_c^{1/n} \\ &= 14^{1/2} \\ &= 3,7417 \quad \text{memenuhi karena dibawah jumlah maksimal} \end{aligned}$$

Stage 1

$$\begin{aligned} P_{i1} &= R_{cps} \times P_1 \\ &= 3,7417 \times 73,48 \\ &= 274,9370 \text{ psia} \\ T_{i1} &= T_1 \times R_{cps}^{R/C_p} \\ &= 300,32 \times 3,7417^{0,2449} \\ &= 414,88 \text{ K} \end{aligned}$$

Menentukan *Horse Power* pada *stage* 1

Dari Ernest E. Ludwig Edisi 3 table 12-21B diperoleh :

$$\frac{\text{BHP}}{\text{MMCFD}} = 82,5$$

$$\begin{aligned} \text{Suction volume} &= m \times \frac{P_1}{14,4} \\ &= 3.942.825,8432 \times \frac{73,48}{14,4} \\ &= 20.119.364,0941 \text{ CFD} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\text{MMCFD}} \times \frac{\text{Suction volume}}{10^6} \\ &= 82,5 \times \frac{20.119.364,0941}{10^6} \\ &= 1.659,85 \text{ HP} \\ &= 1.237,75 \text{ KW} \end{aligned}$$

Stage 2

$$\begin{aligned}
 P_{i2} &= R_{cps} \times P_{i1} \\
 &= 3,7417 \times 274,9370 \\
 &= 1.028,72 \text{ psia} \\
 T_{i2} &= T_{i1} \times R_{cps}^{R/Cp} \\
 &= 414,88 \times 3,7417^{0,2449} \\
 &= 573,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Menentukan *Horse Power* pada *stage 2*

$$\begin{aligned}
 \text{Suction volume} &= m \times \frac{P_{i1}}{14,4} \\
 &= 3.942.825,8432 \times \frac{274,94}{14,4} \\
 &= 75.279.767,2798 \text{ CFD}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\text{MMCFD}} \times \frac{\text{Suction volume}}{10^6} \\
 &= 82,5 \times \frac{75.279.767,2798}{10^6} \\
 &= 6.210,58 \text{ HP} \\
 &= 4.631,24 \text{ KW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP total} &= \text{BHP stage 1} + \text{BHP stage 2} \\
 &= 1.659,85 + 6.210,58 \\
 &= 7.870,43 \text{ HP} \\
 &= 5.868,99 \text{ KW}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: Kompresor
Type	: <i>Centrifugal</i>
Bahan konstruksi	: <i>Cast Steel</i> ASTM A553 Type I
Kapasitas	: 3.942.825,8432 ft ³ /hari (CFD)
Power	: 7.870,4283 HP
Jumlah	: 1 Buah

4. Reaktor (R-110)

Merupakan alat utama I, perhitungan berada di Bab VI

Alat ini dirancang oleh :

Nama : Yuniar Rizqi Hardiano

NIM : 07.14.010

5. Expander (G-121)

Fungsi : Menurunkan tekanan produk hasil reaksi pada reaktor konversi etanol sebelum masuk *flash separator* I dari 70 atm menjadi 1 atm.

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Steel* ASTM A516 gr 55

- Perhitungan :

$$\text{Tekanan masuk (P}_1\text{)} = 70 \text{ atm} = 1028,72 \text{ psia}$$

$$\text{Tekanan masuk (P}_2\text{)} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

$$\text{Rasio kompresi (R}_c\text{)} = \frac{P_1}{P_2} = \frac{1028,72}{14,696} = 70$$

$$\text{Densitas} = 2,9774 \text{ lb/ft}^3 \quad \text{A. Bejan "Heat Transfer Handbook"}$$

Dari App. A & B diketahui :

$$Q = 6,396E+07 \text{ KJ/Jam} = 6,0623E+07 \text{ BTU/Jam}$$

$$m = 98.643 \text{ Kg/Jam} = 1.752.949,2190 \text{ ft}^3/\text{hari (CFD)}$$

$$R/C_p = 0,1001 \quad \text{maka nilai } k = 1,1113$$

$$T_1 = 573,15 \text{ K} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 374,55 \text{ K} = 214,53 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan jumlah stage pada Expander

Dari Ernest E. Ludwig Edisi 3 diketahui nilai R_{cps} maksimal & jumlah stage maksimal

$$R_{cps} = 3 - 4,5$$

..... Table 12.1

$$\text{Jumlah stage} = 8 - 10$$

$$\text{Trial jumlah stage (n)} = 3$$

$$R_{cps} = R_c^{1/n}$$

$$= 70^{1/3}$$

$$= 4,1213 \quad \text{memenuhi karena dibawah jumlah maksimal}$$

Stage 1

$$\begin{aligned}
 P_{it} &= \frac{P_1}{R_{cps}} \\
 &= \frac{1.028,72}{4,1213} \\
 &= 249,6115 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_{it} &= \frac{T_1}{R_{cps}^{R/Cp}} \\
 &= \frac{573,15}{4,1213^{0,1001}} \\
 &= 497,37 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Menentukan *Horse Power* pada *stage 1*

Dari Ernest E. Ludwig Edisi 3 table 12-21C diperoleh :

$$\frac{\text{BHP}}{\text{MMCFD}} = 80,5$$

$$\begin{aligned}
 \text{Suction volume} &= m \times \frac{P_1}{14,4} \\
 &= 1.752.949,2190 \times \frac{1028,7}{14,4} \\
 &= 125.228.744,4811 \text{ CFD}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\text{MMCFD}} \times \frac{\text{Suction volume}}{10^6} \\
 &= 80,5 \times \frac{125.228.744,4811}{10^6} \\
 &= 10.080,91 \text{ HP} \\
 &= 7.517,35 \text{ KW}
 \end{aligned}$$

Stage 2

$$\begin{aligned}
 P_{i2} &= \frac{P_{i1}}{R_{cps}} \\
 &= \frac{249,61}{4,1213} \\
 &= 60,5664 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_{i2} &= \frac{T_{i1}}{R_{cps}^{R/Cp}} \\
 &= \frac{497,37}{4,1213^{0,1001}} \\
 &= 431,62 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Menentukan *Horse Power* pada *stage 2*

$$\begin{aligned}
 \text{Suction volume} &= m \times \frac{P_{i2}}{14,4} \\
 &= 1.752.949,2190 \times \frac{249,6115}{14,4} \\
 &= 30.385.846,9800 \text{ CFD}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\text{MMCFD}} \times \frac{\text{Suction volume}}{10^6} \\
 &= 80,5 \times \frac{30.385.846,9800}{10^6} \\
 &= 2.446,06 \text{ HP} \\
 &= 1.824,03 \text{ KW}
 \end{aligned}$$

Stage 3

$$\begin{aligned}
 P_{i3} &= \frac{P_{i2}}{R_{cps}} \\
 &= \frac{60,57}{4,1213} \\
 &= 14,6960 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\bar{T}_3 &= \frac{T_{i2}}{Rc_{ps} \cdot R/C_p} \\ &= \frac{431,62}{4,1213 \cdot 0,1001} \\ &= 374,55 \text{ K}\end{aligned}$$

Menentukan *Horse Power* pada *stage 3*

$$\begin{aligned}\text{Suction volume} &= m \times \frac{P_{i2}}{14,4} \\ &= 1.752.949,2190 \times \frac{60,5664}{14,4} \\ &= 7.372.905,4820 \text{ CFD}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\text{MMCFD}} \times \frac{\text{Suction volume}}{10^6} \\ &= 80,5 \times \frac{7372905,482}{10^6} \\ &= 593,52 \text{ HP} \\ &= 442,59 \text{ KW}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BHP total} &= \text{BHP stage 1} + \text{BHP stage 2} + \text{BHP stage 3} \\ &= 10.080,91 + 2.446,06 + 593,52 \\ &= 13.120,49 \text{ HP} \\ &= 9.783,97 \text{ KW}\end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: <i>Expander</i>
Type	: <i>Centrifugal</i>
Bahan konstruksi	: <i>Cast Steel ASTM A516 gr 55</i>
Kapasitas	: 1.752.949,2190 ft ³ /hari (CFD)
Power	: 13.120,4935 HP
Jumlah	: 1 Buah

6. Cooler (E-122A)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar *expander* sebelum masuk *flash separator* I dari 101,4 °C menjadi 35 °C.

Type : *Shell and Tubes Heat Exchanger*

Bahan : SA-213 Grade TP 304

- Perhitungan :

$$\text{Suhu feed masuk } (T_1) = 101,40 \text{ } ^\circ\text{C} = 214,53 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu feed keluar } (T_2) = 35 \text{ } ^\circ\text{C} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air masuk } (t_1) = 27 \text{ } ^\circ\text{C} = 80,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air keluar } (t_2) = 75 \text{ } ^\circ\text{C} = 167 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir feed} = 98.643 \text{ Kg/Jam} = 217.470,6182 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Laju alir air} = 24.527 \text{ Kg/Jam} = 54.071,8188 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Panas yang diserap} = 4,922\text{E}+06 \text{ KJ/Jam} = 4,6653\text{E}+06 \text{ BTU/Jam}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2$$

$$= 214,53 - 167$$

$$= 47,527 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1$$

$$= 95 - 80,6$$

$$= 14,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

$$= \frac{47,527 - 14,4}{\ln(47,527 / 14,4)}$$

$$= 27,74$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{214,53 - 95}{167 - 80,6}$$

$$= 1,3834$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{167 - 80,6}{214,53 - 80,6}$$

$$= 0,6451$$

Diperoleh nilai $F_t = 0,76$

$$\Delta T = F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}}$$

$$= 0,76 \times 27,74$$

$$= 21,08$$

Karena nilai $F_t > 0,75$, maka Type HE = 1 - 2

Menentukan suhu kaloric

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$T_c = \frac{214,53 + 95}{2}$$

$$t_c = \frac{80,6 + 167}{2}$$

$$= 154,76 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 123,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial U_D

Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal. 840, didapatkan data :

$$U_D = 75 \text{ s/d } 150 \quad \text{diambil nilai } U_D = 140 \text{ BTU/Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$$

$$= \frac{4,6653\text{E}+06}{140 \times 21,08}$$

$$= 1.580,4768 \text{ ft}^2$$

Karena nilai $A > 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type Shell and Tube

Trial panjang pipa = 16 ft *Triangular Pitch*

Trial OD = 1¼ in BWG = 14 $a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= \frac{1.580,4768}{0,3271 \times 16,00}$$

$$= 302 \text{ » distandardkan menjadi = 315 maka } ID_s = 33 \text{ in}$$

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{N_t}{N_{t \text{ standard}}} \times U_{D \text{ trial}}$$

$$= \frac{302}{315} \times 140$$

$$= 134,2162 \text{ BTU/Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

Trial U_D sesuai OK

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Type HE = 1 - 2

Bagian Shell	Bagian Tube
$ID_s = 33 \text{ in}$	$d_o = 1\frac{1}{4} \text{ in} \quad d_i = 1,08 \text{ in}$
$n' = 1$	$n = 2 \quad l = 16 \text{ ft}$
$B = 8$	$N_t = 315 \quad P_T = 1,56 \text{ in}$
$d_e = 0,91 \text{ in}$	$a' = 0,923 \text{ in}^2 \quad \text{susunan } \Delta$
$c' = 0,31 \text{ in}$	$a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad 14 \text{ BWG}$

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Shell (reactor product)	Bagian Tube (air)
Menghitung N_{RE}	Menghitung N_{RE}
$a_s = \frac{ID_s \times c' \times B}{n' \times P_T \times 144}$	$a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$
$= \frac{33 \times 0,3125 \times 8}{1 \times 1,5625 \times 144}$	$= \frac{315 \times 0,923}{2 \times 144}$
$= 0,3667 \text{ ft}^2$	$= 1,0095 \text{ ft}^2$
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{217.470,62}{0,3667}$	$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{54.071,82}{1,0095}$
$= 593.102 \text{ lb/Jam.ft}^2$	$= 53.561 \text{ lb/Jam.ft}^2$
$\mu = 0,0198 \text{ cp}$	$\mu = 0,75 \text{ cp}$
$N_{res} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$	$N_{ret} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{593102 \times 0,91/12}{0,0198 \times 2,42}$	$= \frac{53561 \times 1,08/12}{0,75 \times 2,42}$
$= 9,3866E+05$	$= 2,6559E+03$
Mencari faktor panas J_H	Karena fluidanya air maka :
$J_H = 680 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$h_i = 1034 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

<p>Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o</p> <p>Pada $T_c = 154,76 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> <p>$C_p = 0,7207 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F}$</p> <p>$k = 0,3822 \text{ BTU/Jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$</p> $\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left[\frac{k}{d_e} \right] \left[\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right]^{1/3}$ <p>$\equiv 1.145,4667$</p> $t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ <p>$= 17,40 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> <p>sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p> <p>$= 0,1989$</p> <p>$h_o = 1145,4667 \times 0,1989$</p> <p>$= 227,8333 \text{ BTU/Jam.ft}^2.^\circ\text{F}$</p>	$h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$ $= 1034 \times \frac{1,08}{1\frac{1}{4}}$ $h_{io} = 893 \text{ BTU/Jam.ft}^2.^\circ\text{F}$
---	---

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_C)

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

$$= \frac{227,8333 \times 893}{227,8333 + 893}$$

$$= 181,5369 \text{ BTU/Jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Mencari dirt factor pipa terpakai (R_d)

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

$$= \frac{181,5369 - 134,2162}{181,5369 \times 134,2162}$$

$$= 0,0019 \text{ Jam.ft}^2.^\circ\text{F/BTU} > R_d \text{ ketetapan (0,001) OK}$$

Evaluasi Δp

Bagian Shell (reactor product)	Bagian Tube (air)
<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{res} = 9,3866E+05$</p> <p>$f = 0,00090$</p> <p>Mencari Δp_s karena panjang shell</p> $(N+1) = n' \times \frac{12 \times 1}{B}$ $= 1 \times \frac{12 \times 16}{8}$ $= 24$ <p>$S_g = 0,8312$</p> $\Delta p_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_c \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 1,86 \text{ psi} < 10 \text{ psi} \quad \text{OK}$	<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{ret} = 2,6559E+03$</p> <p>$f = 0,0018$</p> <p>Mencari Δp_l karena panjang tube</p> $\Delta p_l = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot l \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_i \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 0,0029 \text{ psi}$ <p>Mencari Δp_n karena tube passes</p> $\left(\frac{v^2}{2g_c} \right) \times \frac{\rho}{144} = 0,125$ $\Delta p_n = \frac{4n}{S_g} \left(\frac{v^2}{2g_c} \right) \times \frac{\rho}{144}$ $= 1,00 \text{ psi}$ <p>$\Delta p_t = \Delta p_l + \Delta p_n$</p> $= 0,0029 + 1,00$ $= 1,0029 \text{ psi} < 2 \text{ psi} \quad \text{OK}$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Cooler

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304

Ukuran :

Bagian Shell

 $ID_s = 33 \text{ in}$ $n' = 1$ $B = 8$ $d_c = 0,91 \text{ in}$ $c' = 0,31 \text{ in}$

Jumlah : 1 Buah

Bagian Tube

 $d_o = 1\frac{1}{4} \text{ in}$ $d_i = 1,08 \text{ in}$ $n = 2$ $l = 16 \text{ ft}$ $N_t = 315$ $P_T = 1,56 \text{ in}$ $a' = 0,923 \text{ in}^2$ susunan Δ $a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$ 14 BWG

7. Cooler (E-122B)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar *cooler* E-122A sebelum masuk *flash separator* I dari 35 °C menjadi -10 °C.

Type : *Shell and Tubes Heat Exchanger*

Bahan : SA - 213 Grade TP 304

- Perhitungan :

$$\text{Suhu feed masuk } (T_1) = 35,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu feed keluar } (T_2) = -10 \text{ } ^\circ\text{C} = 14 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu } N_2 \text{ masuk } (t_1) = -250 \text{ } ^\circ\text{C} = -418 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu } N_2 \text{ keluar } (t_2) = -180 \text{ } ^\circ\text{C} = -292 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir feed} = 98.643 \text{ Kg/Jam} = 217.470,6182 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Laju alir } N_2 = 2.244 \text{ Kg/Jam} = 4.948,2397 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Panas yang diserap} = 2,799\text{E}+06 \text{ KJ/Jam} = 2,6532\text{E}+06 \text{ BTU/Jam}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_2 \\ &= 95 - (-292) \\ &= 387 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 14 - (-418) \\ &= 432 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= \frac{387 - 432}{\ln(387 / 432)} \\ &= 409,09 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{95 - 14}{-292 - (-418)} \\ &= 0,6429 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{-292 - (-418)}{95 - (-418)} \\ &= 0,2456 \end{aligned}$$

Diperoleh nilai $F_t = 0,995$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 0,995 \times 409,09 \\ &= 407,04 \end{aligned}$$



$F_t > 0,9$; nilai A kecil , maka Type HE = 1 - 2

Menentukan suhu kaloric

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$T_c = \frac{95 + 14}{2}$$

$$t_c = \frac{-418 + -292}{2}$$

$$= 54,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= -355 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial U_D

Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal. 840, didapatkan data :

$$U_D = 40 \text{ s/d } 75 \quad \text{diambil nilai } U_D = 40 \text{ BTU/Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$$

$$= \frac{2,6532\text{E}+06}{40 \times 407,04}$$

$$= 162,9580 \text{ ft}^2$$

Karena nilai $A > 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type Shell and Tube

Trial panjang pipa = 16 ft *Triangular Pitch*

Trial OD = 3/4 in BWG = 14 $a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= \frac{162,9580}{0,1963 \times 16,00}$$

$$= 52 \text{ » distandardkan menjadi = 52 maka } ID_s = 10 \text{ in}$$

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{N_t}{N_{t \text{ standard}}} \times U_{D \text{ trial}}$$

$$= \frac{52}{52} \times 40$$

$$= 39,9109 \text{ BTU/Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

Trial U_D sesuai OK

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Type HE = 1 - 2

Bagian Shell		Bagian Tube	
$ID_s = 10$	in	$d_o = 3/4$	in $d_i = 0,584$ in
$n' = 1$		$n = 2$	$l = 16$ ft
$B = 8$		$N_t = 52$	$P_T = 1$ in
$d_e = 0,73$	in	$a' = 0,268$	in ² susunan Δ
$c' = 0,25$	in	$a'' = 0,1963$	ft ² /ft 14 BWG

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Shell (reactor product dari HE)	Bagian Tube (Nitrogen)
Menghitung N_{RE}	Menghitung N_{RE}
$a_s = \frac{ID_s \times c' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ $= \frac{10 \times 0,25 \times 8}{1 \times 1 \times 144}$ $= 0,1389 \text{ ft}^2$	$a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{52 \times 0,268}{2 \times 144}$ $= 0,0484 \text{ ft}^2$
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{217.470,62}{0,1389}$ $= 1.565.788 \text{ lb/Jam.ft}^2$	$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{4.948,24}{0,0484}$ $= 102.260 \text{ lb/Jam.ft}^2$
$\mu = 0,0273 \text{ cp}$	$\mu = 0,1846 \text{ cp}$
$N_{res} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{1565788 \times 0,73/12}{0,0273 \times 2,42}$ $= 1,4418E+06$	$N_{ret} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{102260 \times 0,584/12}{0,1846 \times 2,42}$ $= 1,1140E+04$
Mencari faktor panas J_H	Mencari faktor panas J_H
$J_H = 880 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$J_H = 470 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o	Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_{io}
Pada $T_c = 54,5 \text{ } ^\circ\text{F}$	Pada $t_c = -355 \text{ } ^\circ\text{F}$
$C_p = 0,8176 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F}$	$C_p = 7,6647 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F}$
$k = 0,3822 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot (\text{ } ^\circ\text{F/ft})$	$k = 0,1260 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot (\text{ } ^\circ\text{F/ft})$
$\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$	$\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$
$\equiv 2.145,0431$	$\equiv 2.179,9451$
$t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$	$\frac{h_o}{\phi_t} = \frac{h_o}{\phi_t} \times \frac{d_i}{d_o}$
$= 409,48 \text{ } ^\circ\text{F}$	$= 1.697,4506$
sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$	$t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$
$= 0,0785$	$= 230,23 \text{ } ^\circ\text{F}$
$h_o = 2145,0431 \times 0,0785$	sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$
$= 168,3859 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$= 0,0615$
	$h_{io} = 1.697,4506 \times 0,0615$
	$= 104,4679 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_C)

$$\begin{aligned}
 U_C &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\
 &= \frac{168,3859 \times 104,4679}{168,3859 + 104,4679} \\
 &= 64,4701 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Mencari *dirt factor* pipa terpakai (R_d)

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

$$= \frac{64,4701 - 39,9109}{64,4701 \times 39,9109}$$

$$= 0,0095 \text{ Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/BTU} > R_d \text{ ketetapan (0,001) OK}$$

Evaluasi Δp

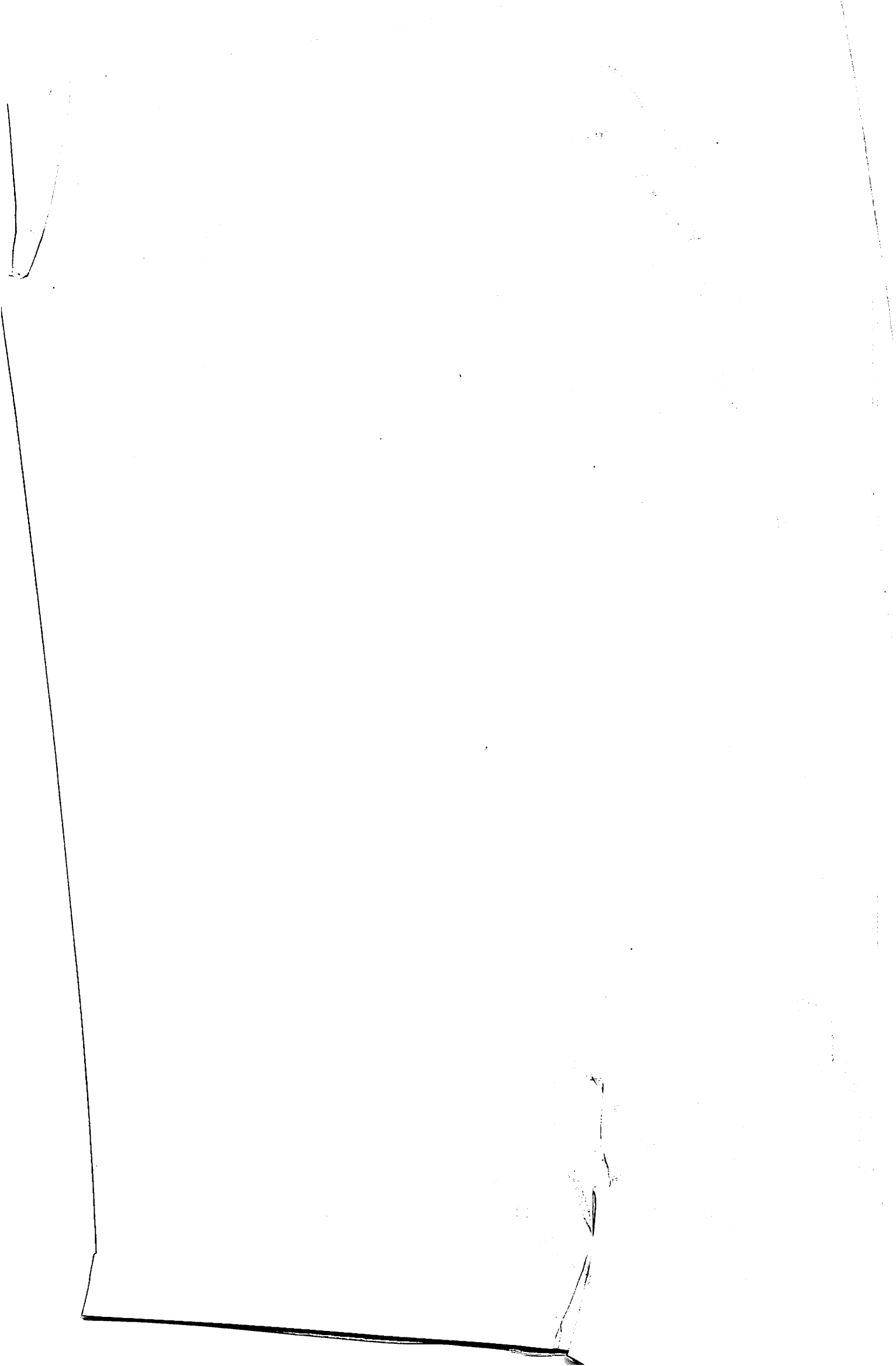
Bagian Shell (reactor product dari HE)	Bagian Tube (Nitrogen)
<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{res} = 1,4418E+06$</p> <p>$f = 0,00078$</p> <p>Mencari Δp_s karena panjang shell</p> $(N+1) = n' \times \frac{12 \times 1}{B}$ $= 1 \times \frac{12 \times 16}{8}$ $= 24$ <p>$S_g = 0,8312$</p> $\Delta p_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_c \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 3,5533 \text{ psi} < 10 \text{ psi OK}$	<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{ret} = 1,1140E+04$</p> <p>$f = 0,0018$</p> <p>Mencari Δp_t karena panjang tube</p> <p>$\rho = 51,42 \text{ lb/ft}^3$</p> <p>$S_g = 0,8227$</p> $\Delta p_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot l \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_i \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 0,0369 \text{ psi}$ <p>Mencari Δp_n karena tube passes</p> $\left(\frac{v^2}{2g_c} \right) \times \frac{\rho}{144} = 0,006$ $\Delta p_n = \frac{4n}{S_g} \left(\frac{v^2}{2g_c} \right) \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,05 \text{ psi}$ <p>$\Delta p_t = \Delta p_t + \Delta p_n$</p> $= 0,0369 + 0,05$ $= 0,0849 \text{ psi} < 2 \text{ psi OK}$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Cooler

Type : Shell and tube Heat Exchanger

Bahan konstruksi : SA-213 Grade TP 304



Ukuran :

Bagian Shell		Bagian Tube	
$ID_s = 10$	in	$d_o = 3/4$	in $d_i = 0,584$ in
$n' = 1$		$n = 2$	$l = 16$ ft
$B = 8$		$N_t = 52$	$P_T = 1$ in
$d_e = 0,73$	in	$a' = 0,268$	in ² susunan Δ
$c' = 0,25$	in	$a'' = 0,1963$	ft ² /ft 14 BWG

Jumlah : 1 Buah

8. Flash Separator I (H-123A)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* dari campuran hasil reaksi pada reaktor konversi etanol.

- Direncanakan :

Bentuk : *Vertical vessel* dengan tutup atas & bawah *standard dished*

Bahan konstruksi : SA - 202 Grade A

$$f = 18.750$$

Jenis pengelasan : *Double welded butt joint*

$$E = 0,8$$

Faktor korosi : 1/16 in

Tekanan *vessel* : 1 atm = 14,696 psia

Temperatur *vessel* : -10 °C = 263,15 K = 14 °F

- Perhitungan :

Jumlah *liquid* (BP) : 57.846 Kg/Jam = 127.528,3713 lb/Jam

Densitas : 55,1093 lb/ft³ ... diambil dari perhitungan di Perry's

$$\text{Volume feed} = \frac{\text{Jumlah liquid}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{127.528,3713}{55,1093}$$

$$= 2.314,1003 \text{ ft}^3/\text{Jam}$$

Berdasarkan Gael D. Ulrich tabel 4-18 hal. 189, ditentukan waktu tinggal 10 menit =

0,1667 jam

$$\begin{aligned} \text{maka : Volume feed} &= 2.314,1003 \times 0,1667 \\ &= 385,6834 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berdasarkan App. A rasio BP dan *feed* $\pm 58\%$ maka untuk keamanan ditetapkan :

$$\begin{aligned} \text{Volume feed} &= \frac{\text{Volume feed}}{50\%} \\ &= \frac{385,6834}{50\%} \\ &= 771,3668 \text{ ft}^3/\text{Jam} \end{aligned}$$

$$\text{assumsi : } L_s = 3 \times d_i$$

$$\text{Volume total} = \pi/4 \times L_s \times d_i^2 + [(0,0847 \times d_i^3) \times 2]$$

$$\text{Volume total} = 1,5\pi/4 \times d_i^3 + (0,1694 \times d_i^3)$$

$$\text{Volume total} = 2,5256 \times d_i^3$$

$$\begin{aligned} d_i &= \left(\frac{\text{Volume total}}{2,5256} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{771,3668}{2,5256} \right)^{1/3} \\ &= 6,7344 \text{ ft} = 80,8128 \text{ in} = 2,0526 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r &= \frac{d_i}{2} \\ &= \frac{6,7344}{2} \\ &= 3,3672 \text{ ft} = 40,4064 \text{ in} = 1,0263 \text{ m} \end{aligned}$$

$$P_{\text{feed}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{feed}} - 1 \text{ atm}$$

$$= 1 - 1$$

$$= 0 \text{ atm g}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \times (d_i - 1)}{144} \\ &= \frac{55,1093 \times (40,4064 - 1)}{144} \\ &= 15,0810 \text{ psig} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5% , sehingga :

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= (100\% + 5\%) \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 105\% \times (0 + 15,0810) \\ &= 15,8350 \text{ psig} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *vertical vessel*

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{p \times r}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C \\ &= \frac{15,8350 \times 40,4064}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 15,8350} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1052 \text{ in} = \frac{1,6829}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + (2 \times t_s) \\ &= 80,8128 + (2 \times 0,1875) \\ &= 81,1878 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 102 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\ &= 102 - (2 \times 0,1875) \\ &= 101,6250 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk tutup *standard dished head* ditetapkan :

$$\begin{aligned} r &= d_i = 101,6250 \text{ in} \\ i_c r &= 6\% \times d_i \\ &= 6\% \times 101,6250 \\ &= 6,0975 \text{ in} \\ s_f &= 1\frac{1}{2} \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup *standard dished*

$$\begin{aligned} t_H &= \frac{0,855 \times p \times r}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\ &= \frac{0,8550 \times 15,8350 \times 101,6250}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 15,8350} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1542 \text{ in} = \frac{2,4678}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi vertical vessel

Berdasarkan Brownel & Young hal. 87, ditentukan untuk menentukan nilai H

$$AB = 44,7150 \quad \text{in}$$

$$BC = 95,5275 \quad \text{in}$$

$$b = 17,2089 \quad \text{in}$$

$$H = t_H + b + s_f$$

$$= 0,1875 + 17,2089 + 1,5$$

$$= 18,8964 \quad \text{in}$$

$$L_s = 3,0 \times d_i$$

$$= 3,0 \times 101,6250$$

$$= 304,8750 \quad \text{in}$$

$$L = L_s + (2 \times H)$$

$$= 304,8750 + (2 \times 18,8964)$$

$$= 342,6679 \quad \text{in}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : *Flash Separator I*

Type : *Flash Drum*

Bahan konstruksi : *SA - 202 Grade A*

Kapasitas : 771,3668 ft³/Jam

Ukuran :

- d_i : 2,5813 m

- d_o : 2,5908 m

- t_s : 3/16 in

- P_i : 1 atm

- L_s : 7,7438 m

- L : 8,7038 m

Jumlah : 1 Buah

9. Cooler (E-122C)

Fungsi : Menurunkan suhu untuk aliran atas *flash separator* I sebelum masuk *flash separator* II dari -10°C menjadi -120°C .

Type : *Shell and Tubes Heat Exchanger*

Bahan : SA - 213 Grade TP 304

- Perhitungan :

$$\text{Suhu feed masuk } (T_1) = -10^{\circ}\text{C} = 14^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu feed keluar } (T_2) = -120^{\circ}\text{C} = -184^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu } \text{N}_2 \text{ masuk } (t_1) = -250^{\circ}\text{C} = -418^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu } \text{N}_2 \text{ keluar } (t_2) = -180^{\circ}\text{C} = -292^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Laju alir feed} = 40.797 \text{ Kg/Jam} = 89.943,0273 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Laju alir } \text{N}_2 = 2.419 \text{ Kg/Jam} = 5.332,3638 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Panas yang diserap} = 3,017\text{E}+06 \text{ KJ/Jam} = 2,8592\text{E}+06 \text{ BTU/Jam}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_2 \\ &= 14 - (-292) \\ &= 306^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= -184 - (-418) \\ &= 234^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= \frac{306 - 234}{\ln(306 / 234)} \\ &= 268,39 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{14 - (-184)}{-292 - (-418)} \\ &= 1,5714 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{-292 - (-418)}{14 - (-418)} \\ &= 0,2917 \end{aligned}$$

Diperoleh nilai $F_t = 0,945$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}} \\ &= 0,945 \times 268,39 \\ &= 253,63 \end{aligned}$$

Karena nilai $F_t > 0,9$, maka Type HE = 2 - 4

Menentukan suhu kaloric

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$T_c = \frac{14 + (-184)}{2}$$

$$= -85 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_c = \frac{-418 + (-292)}{2}$$

$$= -355 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial U_D

Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal.840, didapatkan data :

$$U_D = 40 \text{ s/d } 75 \quad \text{diambil nilai } U_D = 50 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$$

$$= \frac{2,8592\text{E}+06}{50 \times 253,63}$$

$$= 225,4614 \text{ ft}^2$$

Karena nilai $A > 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type Shell and Tube

Trial panjang pipa = 16 ft *Triangular Pitch*

Trial OD = 3/4 in BWG = 14 $a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= \frac{225,4614}{0,1963 \times 16,00}$$

$$= 72 \text{ } \gg \text{ distandardkan menjadi } = 82 \text{ maka } ID_s = 12 \text{ in}$$

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{N_t}{N_{t \text{ standard}}} \times U_{D \text{ trial}}$$

$$= \frac{72}{82} \times 50$$

$$= 43,7712 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad \text{Trial } U_D \text{ sesuai OK}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Type HE = 2 - 4

Bagian Shell	Bagian Tube
$ID_s = 12 \text{ in}$	$d_o = 3/4 \text{ in} \quad d_i = 0,584 \text{ in}$
$n' = 2$	$n = 4 \quad l = 16 \text{ ft}$
$B = 8$	$N_t = 82 \quad P_T = 1 \text{ in}$
$d_e = 0,73 \text{ in}$	$a' = 0,268 \text{ in}^2 \quad \text{susunan } \Delta$
$c' = 0,25 \text{ in}$	$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad 14 \text{ BWG}$

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Shell (reactor product dari HE)	Bagian Tube (Nitrogen)
Menghitung N_{RE}	Menghitung N_{RE}
$a_s = \frac{ID_s \times c' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ $= \frac{12 \times 0,25 \times 8}{2 \times 1 \times 144}$ $= 0,0833 \text{ ft}^2$	$a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{82 \times 0,268}{4 \times 144}$ $= 0,0382 \text{ ft}^2$
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{89.943,03}{0,0833}$ $= 1.079.316 \text{ lb/Jam.ft}^2$	$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{5.332,36}{0,0382}$ $= 139.763 \text{ lb/Jam.ft}^2$
$\mu = 0,0237 \text{ cp}$	$\mu = 0,1846 \text{ cp}$
$N_{res} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{1079316 \times 0,73/12}{0,0237 \times 2,42}$ $= 1,1448E+06$	$N_{ret} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{139763 \times 0,584/12}{0,1846 \times 2,42}$ $= 1,5226E+04$
Mencari faktor panas J_H	Mencari faktor panas J_H
$J_H = 720 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$J_H = 470 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o	Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_{io}
Pada $T_c = -85 \text{ } ^\circ\text{F}$	Pada $t_c = -355 \text{ } ^\circ\text{F}$
$C_p = 1,3981 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F}$	$C_p = 7,6647 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F}$
$k = 0,0221 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$	$k = 0,1260 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$

$\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left(\frac{k}{d_c} \right) \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 299,3744$ $t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ $= 269,89 \text{ } ^\circ\text{F}$ <p>sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p> $= 0,3435$ $h_o = 299,37435 \times 0,3435$ $= 102,8351 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left(\frac{k}{d_c} \right) \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 2.179,9451$ $\frac{h_o}{\phi_t} = \frac{h_o}{\phi_t} \times \frac{d_i}{d_o}$ $= 1.697,4506$ $t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ $= 151,80 \text{ } ^\circ\text{F}$ <p>sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p> $= 0,0615$ $h_{io} = 1.697,4506 \times 0,0615$ $= 104,4679 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
---	---

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_C)

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

$$= \frac{102,8351 \times 104,4679}{102,8351 + 104,4679}$$

$$= 51,8225 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari dirt factor pipa terpakai (R_d)

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

$$= \frac{51,8225 - 43,7712}{51,8225 \times 43,7712}$$

$$= 0,0035 \text{ Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/BTU} > \text{Rd ketetapan (0,001)} \quad \text{OK}$$

Evaluasi Δp

Bagian Shell (reactor product dari HE)	Bagian Tube (Nitrogen)
<p>Menghitung N_{RE}</p> $N_{res} = 1,1448E+06$ $f = 0,00090$ <p>Mencari Δp_s karena panjang shell</p> $(N+1) = n' \times \frac{12 \times 1}{\bar{B}}$ $= 2 \times \frac{12 \times 16}{8}$ $= 48$ $S_g = 0,5918$ $\Delta p_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_e \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 12,5060 \text{ psi} < 10 \text{ psi} \quad \text{OK}$	<p>Menghitung N_{RE}</p> $N_{ret} = 1,5226E+04$ $f = 0,00024$ <p>Mencari Δp_l karena panjang tube</p> $\rho = 51,42 \text{ lb/ft}^3$ $S_g = 0,8227$ $\Delta p_l = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot l \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_i \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 0,0184 \text{ psi}$ <p>Mencari Δp_n karena tube passes</p> $\left(\frac{v^2}{2g_c} \right) \times \rho = 0,0032$ $\Delta p_n = \frac{4n}{S_g} \left(\frac{v^2}{2g_c} \right) \times \rho$ $= 0,05 \text{ psi}$ $\Delta p_t = \Delta p_l + \Delta p_n$ $= 0,0184 + 0,05$ $= 0,0696 \text{ psi} < 2 \text{ psi} \quad \text{OK}$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Cooler

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304

Ukuran :

Bagian Shell	Bagian Tube
$ID_s = 12 \text{ in}$	$d_o = 3/4 \text{ in}$ $d_i = 0,584 \text{ in}$
$n' = 2$	$n = 4$ $l = 16 \text{ ft}$
$B = 8$	$N_t = 82$ $P_T = 1 \text{ in}$

$$d_e = 0,73 \text{ in} \qquad a' = 0,268 \text{ in}^2 \text{ susunan } \Delta$$

$$c' = 0,25 \text{ in} \qquad a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad 14 \text{ BWG}$$

Jumlah : 1 Buah

10. Flash Separator II (H-123B)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan carbon dioksida dalam fase *liquid* sebagai produk samping, dari campuran aliran atas pada proses pemisahan *flash separator* I.

- Direncanakan :

Bentuk : *Vertical vessel* dengan tutup atas & bawah *standard dished*

Bahan konstruksi : SA - 202 Grade A

$$f = 18.750$$

Jenis pengelasan : *Double welded butt joint*

$$E = 0,8$$

Faktor korosi : 1/16 in

Tekanan *vessel* : 1 atm = 14,696 psia

Temperatur *vessel* : -120 °C = 153,15 K = -184 °F

- Perhitungan :

Jumlah *liquid* (BP) : 28.055 Kg/Jam = 61.850,6836 lb/Jam

Densitas : 84,6603 lb/ft³ ... diambil dari perhitungan di Perry's

$$\text{Volume feed} = \frac{\text{Jumlah liquid}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{61.850,6836}{84,6603}$$

$$= 730,5748 \text{ ft}^3/\text{Jam}$$

Berdasarkan Gael D. Ulrich tabel 4-18 hal. 189, ditentukan waktu tinggal 10 menit = 0,1667 jam

$$\text{maka : Volume feed} = 730,5748 \times 0,1667$$

$$= 121,7625 \text{ ft}^3$$

Berdasarkan App. A rasio BP dan *feed* $\pm 68\%$ maka untuk keamanan ditetapkan :

$$\text{Volume feed} = \frac{\text{Volume feed}}{60\%}$$

$$= \frac{121,7625}{60\%}$$

$$= 202,9375 \text{ ft}^3/\text{Jam}$$

$$\text{assumsi : } L_s = 3 \times d_i$$

$$\text{Volume total} = \pi/4 \times L_s \times d_i^2 + [(0,0847 \times d_i^3) \times 2]$$

$$\text{Volume total} = 1,5\pi/4 \times d_i^3 + (0,1694 \times d_i^3)$$

$$\text{Volume total} = 2,5256 \times d_i^3$$

$$d_i = \left(\frac{\text{Volume total}}{2,5256} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{202,9375}{2,5256} \right)^{1/3}$$

$$= 4,3152 \text{ ft} = 51,7822 \text{ in} = 1,3153 \text{ m}$$

$$r = \frac{d_i}{2}$$

$$= \frac{4,3152}{2}$$

$$= 2,1576 \text{ ft} = 25,8911 \text{ in} = 0,6576 \text{ m}$$

$$P_{\text{feed}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{feed}} - 1 \text{ atm}$$

$$= 1 - 1$$

$$= 0 \text{ atm g}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times (d_i - 1)}{144}$$

$$= \frac{84,6603 \times (25,8911 - 1)}{144}$$

$$= 14,6340 \text{ psig}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$= 105\% \times (0 + 14,6340)$$

$$= 15,3657 \text{ psig}$$

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *vertical vessel*

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times r}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C \\
 &= \frac{15,3657 \times 25,8911}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 15,3657} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0890 \text{ in} = \frac{1,4246}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + (2 \times t_s) \\
 &= 51,7822 + (2 \times 0,1875) \\
 &= 52,1572 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 54 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\
 &= 54 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 53,6250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk tutup *standard dished head* ditetapkan :

$$\begin{aligned}
 r &= d_i = 53,6250 \text{ in} \\
 icr &= 6\% \times d_i \\
 &= 6\% \times 53,6250 \\
 &= 3,2175 \text{ in} \\
 sf &= 1\frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup *standard dished*

$$\begin{aligned}
 t_H &= \frac{0,855 \times p \times r}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\
 &= \frac{0,8550 \times 15,3657 \times 53,6250}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 15,3657} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1095 \text{ in} = \frac{1,7515}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi *vertical vessel*

Berdasarkan Brownel & Young hal 87, ditentukan untuk menentukan nilai H

$$AB = 23,5950 \text{ in}$$

$$BC = 50,4075 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 b &= 9,0807 \text{ in} \\
 H &= t_H + b + s_f \\
 &= 0,1875 + 9,0807 + 1,5 \\
 &= 10,7682 \text{ in} \\
 L_s &= 3,0 \times d_i \\
 &= 3,0 \times 53,6250 \\
 &= 160,8750 \text{ in} \\
 L &= L_s + (2 \times H) \\
 &= 160,8750 + (2 \times 10,7682) \\
 &= 182,4115 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : *Flash Separator II*
 Type : *Flash Drum*
 Bahan konstruksi : *SA - 202 Grade A*
 Kapasitas : *202,9375 ft³/Jam*
 Ukuran :
 - d_i : *1,3621 m*
 - d_o : *1,3716 m*
 - t_s : *3/16 in*
 - P_i : *1 atm*
 - L_s : *4,0862 m*
 - L : *4,6333 m*
 Jumlah : *1 Buah*

11. Pompa (L-124A)

Fungsi : Memindahkan komponen *liquid* yang keluar dari aliran bawah *flash separator II* menuju *storage carbon dioksida*.

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Commercial Steel*

- Perhitungan :

Tekanan (P) = 1 atm = 14,696 psia

Temperatur (T) = -120 °C = 153,15 K

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir } feed &= 28.055 \text{ Kg/Jam} = 61.850,6959 \text{ lb/Jam} \\
 \text{Densitas} &= 83,7164 \text{ lb/ft}^3 \quad \dots \text{ diambil dari perhitungan di Perry's} \\
 \text{Viskositas} &= 1,3779 \text{ lb/ft.Jam}
 \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{61.850,6959}{83,7164} \\
 &= 738,8123 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,2052 \text{ ft}^3/\text{s} = 76,7916 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,2052^{0,45} \times 83,7164^{0,13} \\
 &= 3,4004 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka berdasarkan Christie J. Geankoplis, nilai ID di standadisasi menjadi :

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 3\frac{1}{2} \text{ in} \quad \text{Sch} = 40 \\
 ID &= 3,548 \text{ in} = 0,2957 \text{ ft} \\
 OD &= 4 \text{ in} = 0,3333 \text{ ft} \\
 A &= 0,0687 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{738,8123}{0,0687} \\
 &= 10.754,1822 \text{ ft/jam} = 2,9873 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung N_{RE} , check jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 N_{RE} &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,2957 \times 10.754,1822 \times 83,7164}{1,3779} \\
 &= 1,9319E+05 \quad \text{asumsi aliran OK}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

$$\begin{aligned}\alpha &= 1 \\ \varepsilon &= 4,6E-05 \\ \varepsilon/ID &= 0,0005 \\ f &= 0,0050\end{aligned}$$

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	10,3483
Globe valve (WO)	1	300	88,7000
Total (ΔL)	-	-	149,0483

Menghitung *friction loss* :

- *Friction* pada pipa lurus(ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$\begin{aligned}K_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \\ &= 0,55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 \gg \gg A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0 \\ h_c &= \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}\end{aligned}$$

- *Expansion loss*

$$\begin{aligned}K_{ex} &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \\ &= 1 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_1 \gg \gg A_2 \text{ jadi } A_1/A_2 = 0 \\ h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}\end{aligned}$$

- *Friction* pada elbow 90°

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

<i>Friction</i>	Jumlah n	K	h (lb _f .ft/lb _m)	n × h (lb _f .ft/lb _m)
Pipa lurus	1	-	1,3982	1,3982
<i>Contraction loss</i>	1	0,55	0,0763	0,0763
<i>Expansion loss</i>	1	1	0,1387	0,1387
Elbow 90°	3	0,75	0,1040	0,3120
Globe valve (WO)	1	6	0,8321	0,8321
Total Friction (ΣF)	-	-	-	2,7573

Direncanakan :

$$\Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \quad \text{tidak ada perubahan tekanan (P}_1 = P_2\text{)}$$

Maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{2,9873^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{10}{32,174} + 0 + 2,7573 + W_s = 0$$

$$W_s = 3,2068 \text{ lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

Menentukan *Horse Power*

Berdasarkan Klaus D. Timmerhaus, diperoleh nilai 62,5%

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times m}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{3,2068 \times 17,1807}{62,5\% \times 550}$$

$$= 0,1603 \text{ HP}$$

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhaus diperoleh nilai $\eta = 80\%$

$$\text{BHP} = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0,1603}{80\%} \\
 &= 0,2003 \text{ HP} \approx 1 \text{ HP} \\
 &= 0,1494 \text{ KW}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa
 Type : *Centrifugal Pump*
 Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
 Kapasitas : 738,8123 ft³/Jam
 Power : 1 HP
 Jumlah : 1 Buah

12. Storage Carbon Dioksida (F-125)

Fungsi : Menyimpan carbon dioksida dari *flash separator* II sebagai produk samping II, selan 3 hari.

- Direncanakan :

Bentuk : *Horizontal vessel* dengan *head standard dished*
 Bahan konstruksi : SA - 202 Grade A
 $f = 18.750$
 Jenis pengelasan : *Double welded butt joint*
 $E = 0,8$
 Faktor korosi : 1/16 in
 Tekanan *vessel* : 1 atm = 14,696 psia
 Temperatur *vessel* : -120 °C = 153,15 K = -184 °F

- Perhitungan :

Jumlah bahan CO₂ : 28.055 Kg/Jam = 61.850,6836 lb/Jam
 Densitas : 83,7164 lb/ft³ ... diambil dari perhitungan di Perry's
 Volume bahan CO₂ = $\frac{\text{Jumlah bahan CO}_2}{\text{Densitas}}$

$$= \frac{61.850,6836}{83,7164}$$

$$= 738,8122 \text{ ft}^3/\text{Jam}$$

Direncanakan *storage* menyimpan bahan CO₂ untuk 3 hari operasi
72 jam operasi

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan CO}_2 &= 738,8122 \times 72 \\ &= 53.194,4760 \text{ ft}^3 = 1.266,9249 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Trial jumlah *storage* = 5 buah

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan CO}_2 &= \frac{53.194,4760}{5} \\ &= 10.638,8952 \text{ ft}^3 = 301,2600 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

diperkirakan fluida akan mengisi sebanyak 95% volume total *storage*

$$\begin{aligned} \text{Volume total storage} &= \frac{100\%}{95\%} \times 10.638,8952 \\ &= 11.198,8371 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Assumsi : $L_s = 2 \times d_i$

$$\text{Volume total} = \pi/4 \times L_s \times d_i^2 + [(0,0847 \times d_i^3) \times 2]$$

$$\text{Volume total} = 2\pi/4 \times d_i^3 + (0,1694 \times d_i^3)$$

$$\text{Volume total} = 1,7402 \times d_i^3$$

$$\begin{aligned} d_i &= \left(\frac{\text{Volume total}}{1,7402} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{11.198,8371}{1,7402} \right)^{1/3} \\ &= 18,6005 \text{ ft} = 223,2061 \text{ in} = 5,6694 \text{ m} \end{aligned}$$

$$r = \frac{d_i}{2}$$

$$= \frac{18,6005}{2}$$

$$= 9,3003 \text{ ft} = 111,6031 \text{ in} = 2,8347 \text{ m}$$

Jadi *trial* jumlah *storage* benar karena volume produk di dalam *storage* < 1600 m³ serta nilai d_i dan L_s < dari d_i dan L_s maksimal yaitu (10 & 20) (Gael D. Ulrich. 1984. hal. 248)

$$P_{feed} = 1 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned} P_{operasi} &= P_{feed} - 1 \text{ atm} \\ &= 1 - 1 \\ &= 0 \text{ atm g} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{hidrostatik} &= \frac{\rho \times (d_i - 1)}{144} \\ &= \frac{83,7164 \times (18,6005 - 1)}{144} \\ &= 10,2323 \text{ psig} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$\begin{aligned} P_{desain} &= (100\% + 5\%) \times (P_{operasi} + P_{hidrostatik}) \\ &= 105\% \times (0 + 10,2323) \\ &= 10,7439 \text{ psig} \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *horizontal vessel*

$$\begin{aligned} t_s &\equiv \frac{p \times r}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C \\ &= \frac{10,7439 \times 111,6031}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 10,7439} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1425 \text{ in} = \frac{2,2795}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + (2 \times t_s) \\ &= 223,2061 + (2 \times 0,1875) \\ &= 223,5811 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 228 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\ &= 228 - (2 \times 0,1875) \\ &= 227,6250 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk tutup *standard dished head* ditetapkan :

$$\begin{aligned} r &= d_i = 227,6250 \text{ in} \\ icr &= 6\% \times d_i \\ &= 6\% \times 227,6250 \\ &= 13,6575 \text{ in} \end{aligned}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup *standard dished*

$$\begin{aligned} t_H &= \frac{0,855 \times p \times r}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\ &= \frac{0,8550 \times 10,7439 \times 227,6250}{18,750 \times 0,8 - 0,1 \times 10,7439} + \frac{1}{16} \\ &= 0,2019 \text{ in} = \frac{3,2305}{16} \text{ in} \approx \frac{4}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan panjang *horizontal vessel*

Berdasarkan Brownel & Young hal. 87, ditentukan untuk menentukan nilai H

$$AB = 100,1550 \text{ in}$$

$$BC = 213,9675 \text{ in}$$

$$b = 38,5455 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} H &= t_H + b + s_f \\ &= 0,25 + 38,5455 + 1,5 \\ &= 40,2955 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L_s = 2 \times d_i$$

$$\begin{aligned} L_s &= 2 \times 227,6250 \\ &= 455,2500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= L_s + (2 \times H) \\ &= 455,2500 + (2 \times 40,2955) \\ &= 535,8409 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : *Storage Carbon Dioksida*

Type : *Cylindrical Horizontal*

Bahan konstruksi : *SA - 202 Grade A*

Kapasitas : 317,1152 m³

Ukuran :

- di : 5,7817 m

- do : 5,7912 m

- ts : 3/16 in

- P_i : 1 atm
- L_s : 12 m
- L : 14 m
- Jumlah : 5 Buah

13. Heater (E-126A)

Fungsi : Menaikkan suhu campuran yang keluar dari aliran bawah *flash separator* I sebelum masuk *flash separator* III dari $-10\text{ }^\circ\text{C}$ menjadi $-5\text{ }^\circ\text{C}$.

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : SA - 213 Grade TP 304

- Perhitungan :

Suhu <i>feed</i> masuk (t_1)	=	-10	°C	=	14	°F
Suhu <i>feed</i> keluar (t_2)	=	-5	°C	=	23	°F
Suhu <i>steam</i> masuk (T_1)	=	300	°C	=	572	°F
Suhu <i>steam</i> keluar (T_2)	=	300	°C	=	572	°F
Laju alir <i>feed</i>	=	28.055	Kg/Jam	=	61.850,6959	lb/Jam
Laju alir <i>steam</i>	=	42	Kg/Jam	=	92,6828	lb/Jam
Panas <i>steam</i> masuk	=	1,116E+05	KJ/Jam	=	1,0581E+05	BTU/Jam

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_2 & \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 572 - 23 & &= 572 - 14 \\ &= 549\text{ }^\circ\text{F} & &= 558\text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= \frac{549 - 558}{\ln(549/558)} \\ &= 553,49 \end{aligned}$$

Karena proses isothermal, maka nilai $F_t = 1$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 1 \times 553,49 \\ &= 553,49 \end{aligned}$$

Menentukan suhu kaloric

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{572 + 572}{2} \\ &= 572 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{14 + 23}{2} \\ &= 18,50 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Trial U_D

Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal. 840, didapatkan data :

$$U_D = 6 \text{ s/d } 60 \quad \text{diambil nilai } U_D = 10 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{1,0581\text{E}+05}{10 \times 553,49} \\ &= 19,1161 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai $A < 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type DPHE

$$\text{Trial IPS} = 2 \times 1\frac{1}{4} \text{ Sch } 40$$

Bagian Annulus

$$\begin{aligned} A_{an} &= 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2 \\ d_c &= 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft} \\ d_e &= 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft} \end{aligned}$$

Bagian Tube

$$\begin{aligned} A_p &= 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2 \\ d_i &= 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft} \\ d_o &= 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft} \\ a'' &= 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Annulus (BP Separator II)	Bagian Tube (Steam)
Menghitung N_{RE}	Menghitung N_{RE}
$G_{an} = \frac{M}{A_{an}} = \frac{61.850,6959}{0,0083}$ $= 7.484.454 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 1,8734 \text{ cp}$	$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{92,6828}{0,0104}$ $= 8.898 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 0,02 \text{ cp}$

$N_{re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{7484454 \times 0,4/12}{1,87344 \times 2,42}$ $= 5,5028E+04$ <p>Mencari faktor panas J_H</p> $J_H = 160 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$ <p>Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o</p> <p>Pada $t_c = 18,50 \text{ °F}$</p> $C_p = 0,6439 \text{ BTU/lb.°F}$ $k = 0,0749 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{(°F/ft)}$ $\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 907,9220$ $t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ $= 208,70 \text{ °F}$ <p>sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p> $= 0,0193$ $h_o = 907,92196 \times 0,0193$ $= 17,5229 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$	$N_{re} = \frac{G_f \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{8898 \times 0,115/12}{0,02 \times 2,42}$ $= 1,7617E+03$ <p>Karena media panasnya <i>steam</i> maka :</p> $h_{io} = 1.500 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$
---	--

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_C)

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

$$= \frac{17,5229 \times 1.500}{17,5229 + 1.500}$$

$$= 17,3206 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

Dari Kern diketahui nilai $R_d = 0,001 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F}/\text{BTU}$

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

$$0,001 = \frac{17,3206 - U_D}{17,3206 \times U_D}$$

$$U_D = 17,0257 \text{ BTU}/\text{Jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{1,0581\text{E}+05}{17,0257 \times 553,49} \\ &= 11,2278 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Panjang pipa ekonomis (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{11,2278}{0,435} = 25,8111 \text{ ft}$$

Ukuran pipa 20 ft tiap gabungan 2 pipa

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hairpin} &= \frac{25,8111}{2 \times 20} \\ &= 0,6453 \approx 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

Panjang pipa baru = 40 ft maka :

$$A_{\text{baru}} = L \times a'' = 40 \times 0,435 = 17,40 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} U_{D \text{ baru}} &= \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T} \\ &= \frac{1,0581\text{E}+05}{17,40 \times 553,49} \\ &= 10,9863 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_{d \text{ baru}} &= \frac{U_C - U_{D \text{ baru}}}{U_C \times U_{D \text{ baru}}} \\ &= \frac{17,3206 - 10,9863}{17,3206 \times 10,9863} \\ &= 0,0333 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F}/\text{BTU} > 0,001 \quad \text{OK} \end{aligned}$$

Evaluasi Δp

Bagian Annulus (BP Separator II)	Bagian Tube (Steam)
<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{re} = 5,5028E+04$</p> <p>$f = 0,00010$</p> <p>Mencari Δp_s karena panjang <i>shell</i></p> <p>$\rho = 55,1093 \text{ lb/ft}^3$</p> $\Delta p_l = \frac{4f \cdot G_{an}^2 \cdot L}{2 g \rho^2 d_e}$ <p>$= 4,0629 \text{ psi}$</p> $\Delta p_n = \frac{v^2}{2g} \quad v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$ <p>$= 0,8464 \text{ psi}$</p> $\Delta p_{total} = \Delta p_l + \Delta p_n$ <p>$= 4,0629 + 0,8464$</p> <p>$= 4,9093 \text{ psi} < 10 \text{ psi OK}$</p>	<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{re} = 1,7617E+03$</p> <p>$f = 0,00043$</p> <p>Mencari Δp_l karena panjang <i>tube</i></p> <p>$\rho = 55,0105 \text{ lb/ft}^3$</p> $\Delta p_l = \frac{4f \cdot G_p^2 \cdot L}{2 g \rho^2 d_i}$ <p>$= 0,0000 \text{ psi} < 2 \text{ psi OK}$</p>

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : *Heater*

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : *SA - 213 Grade TP 304*

Ukuran :

Bagian Annulus

$$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$$

$$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$$

$$d_e = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$$

Bagian Tube

$$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$$

$$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Jumlah : 1 Buah

14. Pompa (L-124B)

Fungsi : Memindahkan komponen *liquid* yang keluar dari aliran bawah *flash separator* I menuju *flash separator* III.

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Commercial Steel*

- Perhitungan :

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \quad \text{atm} = 14,696 \quad \text{psia}$$

$$\text{Temperatur (T)} = -5 \quad ^\circ\text{C} = 268,15 \quad \text{K}$$

$$\text{Laju alir feed} = 28.055 \quad \text{Kg/Jam} = 61.850,6959 \quad \text{lb/Jam}$$

$$\text{Densitas} = 55,1093 \quad \text{lb/ft}^3$$

... diambil dari perhitungan di Perry's

$$\text{Viskositas} = 0,7744 \quad \text{lb/ft.Jam}$$

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{61.850,6959}{55,1093} \\ &= 1.122,3284 \quad \text{ft}^3/\text{Jam} = 0,3118 \quad \text{ft}^3/\text{s} = 116,6540 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$\begin{aligned} ID_{\text{opt}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,3118^{0,45} \times 55,1093^{0,13} \\ &= 3,8872 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Maka berdasarkan Christie J. Geankoplis, nilai ID di standadisasi menjadi :

$$ID_{\text{opt}} = 4 \quad \text{in} \quad \text{Sch} = 40$$

$$ID = 4,026 \quad \text{in} = 0,3355 \quad \text{ft}$$

$$OD = 4,5 \quad \text{in} = 0,375 \quad \text{ft}$$

$$A = 0,0884 \quad \text{ft}^2$$

Kecepatan aliran fluida :

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{1.122,3284}{0,0884}$$

$$= 12.696,0228 \text{ ft/jam} = 3,5267 \text{ ft/s}$$

Menghitung N_{RE} , *check* jenis aliran :

$$N_{RE} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,3355 \times 12.696,0228 \times 55,1093}{0,7744}$$

$$= 3,0312E+05 \quad \text{asumsi aliran OK}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

$$\alpha = 1$$

$$\varepsilon = 4,6E-05$$

$$\varepsilon/ID = 0,0004$$

$$f = 0,0045$$

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	11,7425
Globe valve (WO)	1	300	100,6500
Total (ΔL)	-	-	162,3925

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus(ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$= 0,55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 \gg \gg A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{\text{ex}} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)$$

$$= 1 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_1 \gg \gg A_2 \text{ jadi } A_1/A_2 = 0$$

$$h_{\text{ex}} = \frac{K_{\text{ex}} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada elbow 90°*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

<i>Friction</i>	Jumlah n	K	h (lb _f .ft/lb _m)	n × h (lb _f .ft/lb _m)
Pipa lurus	1	-	1,6840	1,6840
<i>Contraction loss</i>	1	0,55	0,1063	0,1063
<i>Expansion loss</i>	1	1	0,1933	0,1933
Elbow 90°	3	0,75	0,1450	0,4349
Globe valve (WO)	1	6	1,1597	1,1597
Total Friction (ΣF)	-	-	-	3,5782

direncanakan :

$$\Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \quad \text{tidak ada perubahan tekanan } (P_1 = P_2)$$

maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2 \alpha g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{3,5267^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{10}{32,174} + 0 + 3,5782 + W_s = 0$$

$$W_s = 4,0823 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

Menentukan *Horse Power*

dari Timmerhaus diperoleh nilai $\eta = 65\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{W_s \times m}{\eta \times 550} \\ &= \frac{4,0823 \times 17,1807}{65\% \times 550} \\ &= 0,1962 \text{ HP} \end{aligned}$$

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhaus diperoleh nilai $\eta = 80\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,1962}{80\%} \\ &= 0,2452 \text{ HP} \approx 1 \text{ HP} \\ &= 0,1829 \text{ KW} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: Pompa
Type	: <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 1.122,3284 ft ³ /Jam
Power	: 1 HP
Jumlah	: 1 Buah

15. Flash Separator III (H-123C)

Fungsi : Memisahkan komponen dalam fase gas sebagai inert dengan *mixed alcohols* dalam fase *liquid* sebagai produk setengah jadi, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan *flash separator I*.

- Direncanakan :

Bentuk	: <i>Vertical vessel</i> dengan tutup atas & bawah <i>standard dished</i>
Bahan konstruksi	: SA - 202 Grade A
	$f = 18.750$

Jenis pengelasan : *Double welded butt joint*

$$E = 0,8$$

Faktor korosi : 1/16 in

Tekanan *vessel* : 1 atm = 14,696 psia

Temperatur *vessel* : -10 °C = 263,15 K = 14 °F

- Perhitungan :

Jumlah *liquid* (BP) : 56.919 Kg/Jam = 125.484,9067 lb/Jam

Densitas : 55,1587 lb/ft³ ... diambil dari perhitungan di Perry's

$$\text{Volume feed} = \frac{\text{Jumlah liquid}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{125.484,9067}{55,1587}$$

$$= 2.274,9797 \text{ ft}^3/\text{Jam}$$

Berdasarkan Gael D. Ulrich tabel 4-18 hal. 189, ditentukan waktu tinggal 10 menit = 0,1667 jam

$$\begin{aligned} \text{maka : volume feed} &= 2.274,9797 \times 0,1667 \\ &= 379,1633 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berdasarkan App. A rasio BP dan *feed* ± 98% maka untuk keamanan ditetapkan :

$$\text{Volume feed} = \frac{\text{Volume feed}}{90\%}$$

$$= \frac{379,1633}{90\%}$$

$$= 421,2925 \text{ ft}^3/\text{Jam}$$

assumsi : $L_s = 3 \times d_i$

$$\text{Volume total} = \pi/4 \times L_s \times d_i^2 + [(0,0847 \times d_i^3) \times 2]$$

$$\text{Volume total} = 1,5\pi/4 \times d_i^3 + (0,1694 \times d_i^3)$$

$$\text{Volume total} = 2,5256 \times d_i^3$$

$$d_i = \left(\frac{\text{Volume total}}{2,5256} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{421,2925}{2,5256} \right)^{1/3}$$

$$= 5,5048 \text{ ft} = 66,0574 \text{ in} = 1,6779 \text{ m}$$

$$r = \frac{di}{2}$$

$$= \frac{5,5048}{2}$$

$$= 2,7524 \text{ ft} = 33,0287 \text{ in} = 0,8389 \text{ m}$$

$$P_{feed} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{operasi} = P_{feed} - 1 \text{ atm}$$

$$= 1 - 1 = 0 \text{ atm g}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times (di - 1)}{144}$$

$$= \frac{55,1587 \times (33,0287 - 1)}{144}$$

$$= 12,2685 \text{ psig}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$P_{desain} = (100\% + 5\%) \times (P_{operasi} + P_{hidrostatik})$$

$$= 105\% \times (0 + 12,2685)$$

$$= 12,8819 \text{ psig}$$

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *vertical vessel*

$$t_s = \frac{p \times r}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C$$

$$= \frac{12,8819 \times 33,0287}{18,750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,8819} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0909 \text{ in} = \frac{1,4541}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$do = di + (2 \times t_s)$$

$$= 66,0574 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 66,4324 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 72 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\
 &= 72 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 71,6250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk tutup *standard dished head* ditetapkan :

$$\begin{aligned}
 r &= d_i = 71,6250 \text{ in} \\
 icr &= 6\% \times d_i \\
 &= 6\% \times 71,6250 \\
 &= 4,2975 \text{ in} \\
 sf &= 1\frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup *standard dished*

$$\begin{aligned}
 t_H &= \frac{0,855 \times p \times r}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\
 &= \frac{0,8550 \times 12,8819 \times 71,6250}{18,750 \times 0,8 - 0,1 \times 12,8819} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1151 \text{ in} = \frac{1,8415}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi *vertical vessel*

Berdasarkan Brownel & Young hal 87, ditentukan untuk menentukan nilai H

$$\begin{aligned}
 AB &= 31,5150 \text{ in} \\
 BC &= 67,3275 \text{ in} \\
 b &= 12,1288 \text{ in} \\
 H &= t_H + b + s_f \\
 &= 0,1875 + 12,1288 + 1,5 \\
 &= 13,8163 \text{ in} \\
 L_s &= 3,0 \times d_i \\
 &= 3,0 \times 71,6250 \\
 &= 214,8750 \text{ in} \\
 L &= L_s + (2 \times H) \\
 &= 214,8750 + (2 \times 13,8163) \\
 &= 242,5076 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: <i>Flash Separator III</i>
Type	: <i>Flash Drum</i>
Bahan konstruksi	: <i>SA - 202 Grade A</i>
Kapasitas	: 421,2925 ft ³ /Jam
Ukuran	:
- di	: 1,8193 m
- do	: 1,8288 m
- ts	: 3/16 in
- Pi	: 1 atm
- Ls	: 5,4578 m
- L	: 6,1597 m
Jumlah	: 1 Buah

16. Heater (E-126B)

Fungsi : Menaikkan suhu campuran yang keluar melalui aliran bawah *flash* separator III sebelum masuk kolom distilasi I dari -5 oC menjadi 80,61 oC

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : *SA - 213 Grade TP 304*

- Perhitungan :

$$\text{Suhu feed masuk } (t_1) = -5 \text{ } ^\circ\text{C} = 23 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu feed keluar } (t_2) = 80,61 \text{ } ^\circ\text{C} = 177,10 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam masuk } (T_1) = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam keluar } (T_2) = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir feed} = 56.919 \text{ Kg/Jam} = 125.484,9317 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Laju alir steam} = 693 \text{ Kg/Jam} = 1.528,6388 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Panas steam masuk} = 1,841\text{E}+06 \text{ KJ/Jam} = 1,7451\text{E}+06 \text{ BTU/Jam}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2$$

$$= 572 - 177,1$$

$$= 394,9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1$$

$$= 572 - 23$$

$$= 549 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= \frac{394,9 - 549}{\ln(394,9 / 549)} \\ &= 467,73\end{aligned}$$

Karena proses isothermal, maka nilai $F_t = 1$

$$\begin{aligned}\Delta T &= F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}} \\ &= 1 \times 467,73 \\ &= 467,73\end{aligned}$$

Menentukan suhu kaloric

$$\begin{aligned}T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{572 + 572}{2} \\ &= 572 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{23 + 177,1}{2} \\ &= 100,05 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Trial U_D

Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal. 840, didapatkan data :

$$U_D = 6 \text{ s/d } 60 \quad \text{diambil nilai } U_D = 40 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{1,7451\text{E}+06}{40 \times 467,73} \\ &= 93,2740 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Karena nilai $A < 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type DPHE

$$\text{Trial IPS} = 2 \times 1\frac{1}{4} \text{ Sch } 40$$

Bagian Annulus		Bagian Tube	
$A_{\text{an}} \equiv 1,19 \text{ in}^2 \equiv 0,0083 \text{ ft}^2$		$A_p \equiv 1,5 \text{ in}^2 \equiv 0,0104 \text{ ft}^2$	
$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$		$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$	
$d_e' = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$		$d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$	
		$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$	

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Annulus (BP Separator II)	Bagian Tube (Steam)
<p>Menghitung N_{RE}</p> $G_{an} = \frac{M}{A_{an}} = \frac{125.484,9317}{0,0083}$ $= 15.184.731 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 0,4829 \text{ cp}$ $N_{re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{15184731 \times 0,4/12}{482929320360304 \times 2,}$ $= 4,3310E+05$ <p>Mencari faktor panas J_H</p> $J_H = 440 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$ <p>Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o</p> <p>Pada $t_c = 100,05 \text{ °F}$</p> $C_p = 0,6887 \text{ BTU/lb.°F}$ $k = 0,2071 \text{ BTU/Jam.ft}^2.(°F/ft)$ $\frac{h_o}{\varphi_s} = J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 3201,3406$ $t_w = \frac{h_o/\varphi_s}{h_o/\varphi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ $= 321,37 \text{ °F}$ <p>sehingga $\varphi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p> $= 0,2973$ $h_o = 3201,3406 \times 0,2973$ $= 951,7586 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$	<p>Menghitung N_{RE}</p> $G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{1.528,6388}{0,0104}$ $= 146.749 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 0,02 \text{ cp}$ $N_{re} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{146749 \times 0,115/12}{0,02 \times 2,42}$ $= 2,9057E+04$ <p>Karena media panasnya steam maka :</p> $h_{io} = 1.500 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_C)

$$\begin{aligned}
 U_C &= \frac{h_o \times h_{i_o}}{h_o + h_{i_o}} \\
 &= \frac{951,7586 \times 1.500}{951,7586 + 1.500} \\
 &= 582,2914 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

Dari Kern diketahui nilai $R_d = 0,001 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F/BTU}$

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

$$0,001 = \frac{582,2914 - U_D}{582,2914 \times U_D}$$

$$U_D = 368,0051 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\
 &= \frac{1,7451\text{E}+06}{368,01 \times 467,73} \\
 &= 10,1383 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Panjang pipa ekonomis (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{10,1383}{0,435} = 23,3065 \text{ ft}$$

Ukuran pipa 20 ft tiap gabungan 2 pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah hairpin} &= \frac{23,3065}{2 \times 20} \\
 &= 0,5827 \approx 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Panjang pipa baru = 40 ft maka :

$$A_{\text{baru}} = L \times a'' = 40 \times 0,435 = 17,40 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 U_{D \text{ baru}} &= \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T} \\
 &= \frac{1,7451\text{E}+06}{17,40 \times 467,73} \\
 &= 214,4229 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_{d \text{ baru}} &= \frac{U_C - U_{D \text{ baru}}}{U_C \times U_{D \text{ baru}}} \\
 &= \frac{582,2914 - 214,4229}{582,2914 \times 214,4229} \\
 &= 0,0029 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F/BTU} > 0,001 \quad \text{OK}
 \end{aligned}$$

Evaluasi Δp

Bagian Annulus (BP Separator II)	Bagian Tube (Steam)
<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{re} = 4,3310E+05$</p> <p>$f = 0,00010$</p> <p>Mencari Δp_s karena panjang shell</p> <p>$\rho = 53,180 \text{ lb/ft}^3$</p> $\Delta p_l = \frac{4f \cdot G_{an}^2 \cdot L}{2 g \rho^2 d_e}$ <p>$= 1,7330 \text{ psi}$</p> $\Delta p_n = \frac{v^2}{2g} \quad v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$ <p>$= 3,6105 \text{ psi}$</p> $\Delta p_{total} = \Delta p_l + \Delta p_n$ <p>$= 1,7330 + 3,6105$</p> <p>$= 5,3435 \text{ psi} < 10 \text{ psi OK}$</p>	<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{re} = 2,9057E+04$</p> <p>$f = 0,00020$</p> <p>Mencari Δp_l karena panjang tube</p> <p>$\rho = 55,0105 \text{ lb/ft}^3$</p> $\Delta p_l = \frac{4f \cdot G_p^2 \cdot L}{2 g \rho^2 d_i}$ <p>$= 0,0009 \text{ psi} < 2 \text{ psi OK}$</p>

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : *Heater*

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : *SA - 213 Grade TP 304*

Ukuran :

Bagian Annulus		Bagian Tube	
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$		$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$	
$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$		$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$	

$$d_e = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft} \quad d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Jumlah : 1 Buah

17. Pompa (L-124C)

Fungsi : Memindahkan komponen *liquid* yang keluar dari aliran bawah *flash* separator III menuju kolom distilasi I.

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Commercial Steel*

- Perhitungan :

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

$$\text{Temperatur (T)} = 80,61 \text{ }^\circ\text{C} = 353,76 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir feed} = 56.919 \text{ Kg/Jam} = 125.484,9317 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Densitas} = 51,2013 \text{ lb/ft}^3$$

... diambil dari perhitungan di Perry's

$$\text{Viskositas} = 0,0411 \text{ lb/ft.Jam}$$

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{125.484,9317}{51,2013}$$

$$\equiv 2.450,8161 \text{ ft}^3/\text{Jam} \equiv 0,6808 \text{ ft}^3/\text{s} \equiv 254,7360 \text{ gpm}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$ID_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$\equiv 3,9 \times 0,6808^{0,45} \times 51,2013^{0,13}$$

$$= 5,4717 \text{ in}$$

Maka berdasarkan Christie J. Geankoplis, nilai ID di standadisasi menjadi :

$$ID_{opt} = 6 \text{ in} \quad \text{Sch} = 40$$

$$ID = 6,065 \text{ in} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$OD = 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft}$$

$$A = 0,2006 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{2.450,8161}{0,2006} \\
 &= 12.217,4281 \text{ ft/jam} = 3,3937 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung N_{RE} , *check* jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 N_{RE} &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,5054 \times 12.217,4281 \times 51,2013}{0,0411} \\
 &= 7,6842E+06 \quad \text{asumsi aliran OK}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 1 \\
 \epsilon &= 4,6E-05 \\
 \epsilon/ID &= 0,0003 \\
 f &= 0,00350
 \end{aligned}$$

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	17,6896
Globe valve (WO)	1	300	151,6250
Total (ΔL)	-	-	219,3146

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus (ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$= 0,55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 \gg \gg A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)$$

$$= 1 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_1 \gg \gg A_2 \text{ jadi } A_1/A_2 = 0$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada elbow 90°*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

<i>Friction</i>	Jumlah n	K	h (lb _f .ft/lb _m)	n × h (lb _f .ft/lb _m)
Pipa lurus	1	-	1,0873	1,0873
Contraction loss	1	0,55	0,0984	0,0984
Expansion loss	1	1	0,1790	0,1790
Elbow 90°	3	0,75	0,1342	0,4027
Globe valve (WO)	1	6	1,0739	1,0739
Total Friction (ΣF)	-	-	-	2,8414

direncanakan :

$$\Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \quad \text{tidak ada perubahan tekanan } (P_1 = P_2)$$

maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2 \alpha g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{3,3937^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{10}{32,174} + 0 + 2,8414 + W_s = 0$$

$$W_s = 3,3312 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

Menentukan Horse Power

dari Timmerhaus diperoleh nilai $\eta = 77,5\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{W_s \times m}{\eta \times 550} \\ &= \frac{3,3312 \times 34,8569}{77,5\% \times 550} \\ &= 0,2724 \text{ HP} \end{aligned}$$

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhaus diperoleh nilai $\eta = 80\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,2724}{80\%} \\ &= 0,3405 \text{ HP} \approx 1 \text{ HP} \\ &= 0,2539 \text{ KW} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: Pompa
Type	: <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commersial Steel</i>
Kapasitas	: 2.450,8161 ft ³ /Jam
Power	: 1 HP
Jumlah	: 1 Buah

18. Kolom Distilasi I (D-120)

Fungsi : Memisahkan komponen metanol dan etanol dengan *higher mixed alcohols*, dari campuran produk bawah pada proses pemisahan *flash separator III*

Direncanakan :

Bahan konstruksi : SA - 212 Grade B
 $f = 17.500$

Jenis pengelasan : *Double welded butt joint*
 $E = 0,8$

- Faktor korosi : 1/16 in
- Temperatur : 80,61 °C = 353,76 K
- Tekanan : 1 atm
- Waktu : 10 menit = 0,1667 jam (Gael Ulrich)

Dari App. A dan App. B diperoleh data sebagai berikut :

- *Feed (F)*

$$m = 56.919 \text{ Kg/Jam} = 125.484,9317 \text{ lb/jam}$$

$$T = 80,61 \text{ °C} = 353,76 \text{ K}$$

- *Top Product / Distilat (D)*

$$m = 42.596 \text{ Kg/Jam} = 93.908,1177 \text{ lb/jam}$$

$$T = 74,85 \text{ °C} = 348,00 \text{ K}$$

- *Bottom Product (B)*

$$m = 14.324 \text{ Kg/Jam} = 31.579,0186 \text{ lb/jam}$$

$$T = 99,69 \text{ °C} = 372,84 \text{ K}$$

Menentukan jumlah plate

Dari App. A diperoleh data sebagai berikut :

Komponen	<i>Feed (F)</i>		<i>Distilat (D)</i>		<i>Bottom (B)</i>	
	X_F	(Kg/Jam)	X_D	(Kg/Jam)	X_B	(Kg/Jam)
H₂O	0,3570	10.836	0,0029	54	0,9876	10.782
CH₃OH	0,1986	10.720	0,3255	10.720	0,0000	0
C₂H₅OH	0,4140	32.118	0,6716	31.797	0,0115	321
C₃H₇OH	0,0243	25	0,0000	0	0,0007	24
C₄H₉OH	0,0049	6	0,0000	0	0,0001	6
C₅H₁₁OH	0,0012	2	0,0000	0	0,0000	2
Total	1,00	161.119	1,00	127.714	1,00	33.406

Dari App. B diperoleh data sebagai berikut :

Data untuk *top product* / distilat (D) saat *dew point*

Komponen	Y_{iD}	K_i	α_i	X_i
H_2O	0,0029	0,3782	0,9404	0,0077
CH_3OH	0,3255	1,4831	3,6871	0,2195
C_2H_5OH	0,6716	0,8697	2,1622	0,7722
C_3H_7OH	0,0000	0,4022	1,0000	0,0000
C_4H_9OH	0,0000	0,1672	0,4157	0,0000
$C_5H_{11}OH$	0,0000	0,0771	0,1917	0,0000
Total	1,00	-	-	1,00

Data untuk *bottom product* (B) saat *bubble point*

Komponen	X_{iB}	K_i	α_i	Y_i
H_2O	0,9876	0,9888	0,9017	0,9766
CH_3OH	0,0000	3,4627	3,1576	0,0000
C_2H_5OH	0,0115	2,2069	2,0125	0,0254
C_3H_7OH	0,0007	1,0966	1,0000	0,0007
C_4H_9OH	0,0001	0,5040	0,4596	0,0001
$C_5H_{11}OH$	0,0000	0,2447	0,2232	0,0000
Total	1,00	-	-	1,00

$$R_{\min} = 1,0069$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{1,0069}{1,0069 + 1}$$

$$= 0,5017$$

$$R = 1,5 \times R_{\min}$$

$$= 1,5 \times 1,0069$$

$$= 1,5103$$

$$\frac{R}{R + 1} = \frac{1,5103}{1,5103 + 1}$$

$$= 0,6016$$

Sehingga dengan pembacaan grafik di FC Geankoplis didapatkan nilai :

$$\frac{N_{\min}}{N} = 0,61$$

Dengan menggunakan metode Fenske dari FC Geankoplis maka dapat dihitung jumlah *plate* minimum

$$\text{Diket : } \alpha_{LD} = 2,1622 \quad X_{LD} = 0,6716$$

$$\alpha_{LB} = 3,1576 \quad X_{LB} = 0,0115$$

$$X_{HD} = 3,980E-06 \quad X_{HB} = 0,0007$$

$$\begin{aligned} \alpha_{L,av} &= \left(\alpha_{LD} \times \alpha_{LB} \right)^{0,5} \\ &= \left(2,1622 \times 3,1576 \right)^{0,5} \\ &= 2,6129 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (X_{LD} \times D / X_{HD} \times D) &= ([0,6716 \times 127714] / [0,000004 \times 127714]) \\ &= 168.747,8246 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (X_{HB} \times B / X_{LB} \times B) &= ([0,0007 \times 33406] / [0,0115 \times 33406]) \\ &= 0,0581 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{\min} &= \log \frac{[(X_{LD} \times D / X_{HD} \times D) \times (X_{HB} \times B / X_{LB} \times B)]}{\alpha_{L,av}} \\ &= \log \frac{168.747,8246 \times 0,0581}{2,6129} \\ &= 3,5741 \approx 4 \text{ buah} \end{aligned}$$

Jumlah *plate actual* ditentukan dengan metode *Gilliland Correlation* :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = \frac{N_{\min}}{N}$$

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,61$$

$$N - N_{\min} = 0,61 \times (N + 1)$$

$$N - 0,61N = 0,61 + N_{\min}$$

$$0,39N = 0,61 + 4$$

$$N = 11,8205 \approx 12 \text{ buah}$$

Jadi jumlah *plate actual* adalah 12 buah

Menentukan letak feed masuk

Dengan menggunakan metode *Kirk-Bride's* dari FC Geankoplis maka :

$$\text{Diket : } X_{LF} = 0,4140$$

$$X_{HF} = 0,0243$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \times \frac{W}{B} \times \left(\frac{X_{LB}}{X_{HD}} \right)^2 \right]$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,0243}{0,4140} \right) \times \frac{127.714}{33.406} \times \left(\frac{0,0115}{4,E-06} \right)^2 \right]$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 1,2923$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 19,6032$$

$$N_e = 19,6032 N_s$$

$$N_e + N_s = 12$$

$$19,6032 N_s + N_s = 12$$

$$N_s = 0,5824 \approx 1$$

Jadi *feed* masuk pada *plate* ke-1 dari atas

Menentukan distribusi beban massa pada kolom distilasi

Dari App. B diperoleh data sebagai berikut :

Enriching

$$V = 2.584,7333 \text{ Kmol/Jam} = 5.698,3611 \text{ lbmol/Jam}$$

$$L = 1.555,0785 \text{ Kmol/Jam} = 3.428,3610 \text{ lbmol/Jam}$$

Exhausting (Stripping)

$$V' = 2.584,7333 \text{ Kmol/Jam} = 5.698,3611 \text{ lbmol/Jam}$$

$$L' = 3.241,5105 \text{ Kmol/Jam} = 7.146,3069 \text{ lbmol/Jam}$$

Menentukan BM Campuran

Komponen	X_F	X_D	X_B	Y_F	Y_D	Y_B
H ₂ O	0,3570	0,0077	0,9876	0,1711	0,0029	0,9766
CH ₃ OH	0,1986	0,2195	0,0000	0,3629	0,3255	0,0000
C ₂ H ₅ OH	0,4140	0,7722	0,0115	0,4528	0,6716	0,0254

C₃H₇OH	0,0243	0,0000	0,0007	0,0125	0,0000	0,0007
C₄H₉OH	0,0049	0,0000	0,0001	0,0011	0,0000	0,0001
C₅H₁₁OH	0,0012	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000
Total	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

Enriching					
Komponen	BM (lb/lbmol)	Atas		Bawah	
		Uap	Liquid	Uap	Liquid
		BM × Y_D	BM × X_D	BM × Y_F	BM × X_F
H₂O	18	0,0526	0,1392	3,0794	6,4254
CH₃OH	32	10,4154	7,0229	11,6119	6,3566
C₂H₅OH	46	30,8932	35,5215	20,8301	19,0449
C₃H₇OH	60	0,0002	0,0006	0,7518	1,4574
C₄H₉OH	74	0,0000	0,0000	0,0792	0,3599
C₅H₁₁OH	88	0,0000	0,0000	0,0110	0,1070
Total	318	41,3615	42,6842	36,3634	33,7512
Exhausting					
Komponen	BM (lb/lbmol)	Atas		Bawah	
		Uap	Liquid	Uap	Liquid
		BM × Y_F	BM × X_F	BM × Y_B	BM × X_B
H₂O	18	3,0794	6,4254	17,5780	17,7777
CH₃OH	32	11,6119	6,3566	0,0000	0,0000
C₂H₅OH	46	20,8301	19,0449	1,1687	0,5296
C₃H₇OH	60	0,7518	1,4574	0,0440	0,0401
C₄H₉OH	74	0,0792	0,3599	0,0050	0,0100
C₅H₁₁OH	88	0,0110	0,1070	0,0007	0,0030
Total	318	36,3634	33,7512	18,7965	18,3604

Perhitungan beban distilasi

Uap			
Enriching	V (lbmol/Jam)	BM (lb/lbmol)	V × BM (lb/Jam)
Atas	5.698,3611	41,3615	235.692,4885
Bawah	5.698,3611	36,3634	207.211,6831
Exhausting	V' (lbmol/Jam)	BM (lb/lbmol)	V' × BM (lb/Jam)
Atas	5.698,3611	36,3634	207.211,6831
Bawah	5.698,3611	18,7965	107.109,3207
Liquid			
Enriching	L (lbmol/Jam)	BM (lb/lbmol)	L × BM (lb/Jam)
Atas	3.428,3610	42,6842	146.336,8366
Bawah	3.428,3610	33,7512	115.711,3227
Exhausting	L' (lbmol/Jam)	BM (lb/lbmol)	L' × BM (lb/Jam)
Atas	7.146,3069	33,7512	241.196,4848
Bawah	7.146,3069	18,3604	131.208,8870

Beban distilasi terletak terletak pada *Exhausting* bagian atas

$$L = 241.196,4848 \text{ lb/Jam} \quad \text{BM} = 33,7512 \text{ lb/lbmol}$$

$$V = 207.211,6831 \text{ lb/Jam} \quad \text{BM} = 36,3634 \text{ lb/lbmol}$$

Perhitungan densitas campuran

Semua rumus dan referensi perhitungan diambil dari Perry's 8 Edition

Densitas Vapor

Dari App. A & B diketahui :

$$T_0 = 0 \text{ } ^\circ\text{C} = 273,15 \text{ K}$$

$$T = 74,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 348,00 \text{ K} \quad \dots\dots\dots\text{suhu dew pint bottom product}$$

$$P_0 = P = 1 \text{ atm} \quad \dots\dots\dots\text{tekanan atmospheric} = \text{operasi}$$

$$\rho_v = \frac{\text{BM} \times T_0 \times P}{359 \times T \times P_0}$$

$$= \frac{36,3634 \times 273,15 \times 1}{359 \times 348,00 \times 1}$$

$$= 0,0795 \text{ lb/ft}^3 = 1,2735 \text{ kgmol/m}^3$$

Densitas liquid

Densitas liquid pada $T = 372,84 \text{ K}$ suhu *bubble pint bottom product*

Komponen	X_i	ρ lb/ft ³	$X_i \cdot \rho$ lb/ft ³	$X_i \cdot \rho$ kgmol/m ³
H ₂ O	0,9876	60,2676	59,5233	52,9706
CH ₃ OH	0,0000	33,1626	0,0000	0,0000
C ₂ H ₅ OH	0,0115	32,4231	0,3733	0,1300
C ₃ H ₇ OH	0,0007	33,7302	0,0226	0,0060
C ₄ H ₉ OH	0,0001	36,3245	0,0049	0,0011
C ₅ H ₁₁ OH	0,0000	37,8976	0,0013	0,0002
Total	1,00	159,5835	59,9191	53,1066

Perhitungan surface tension (σ)

Jumlah Parachor untuk tiap-tiap komponen

Komponen	X_i	ΔP_i	$X_i \cdot \Delta P_i$
H ₂ O	0,9876	54,2	53,5306
CH ₃ OH	0,0000	86,67	0,0000
C ₂ H ₅ OH	0,0115	126,59	1,4574
C ₃ H ₇ OH	0,0007	165,07	0,1104
C ₄ H ₉ OH	0,0001	204,27	0,0276
C ₅ H ₁₁ OH	0,0000	243,97	0,0082
Total [P]	1,00	880,77	55,13

$$\sigma = \left\{ [P] \times \frac{(\rho_l - \rho_v)}{1000} \right\}^4$$

$$= \left\{ 5,13 \times \frac{53,1066 - 1,2735}{1000} \right\}^4$$

$$\sigma^4 = 2,8578$$

$$\sigma = 1,3002 \text{ dyn/cm}$$

Perancangan kolom distilasi

Semua rumus dan referensi perhitungan diambil dari Ludwig volume 2

$$W = C [\rho_v(\rho_l - \rho_v)]^{0,5}$$

$$D = \left(\frac{4}{\pi} \times \frac{V}{\bar{W}} \right)^{0,5}$$

dengan asumsi bahwa nilai $L_w = 60\% \times D$ maka nilai $A_d = 5\% A_t$

$$\text{harga shell (S)} = \pi \times D \times (T/12) \times \$S \quad \$S = 2,8 \text{ /ft}^2$$

$$\text{harga tray (Tr)} = (1-5\%) \times (\pi/4) \times D^2 \times \$Tr \quad \$Tr = 0,79 \text{ /ft}^2$$

$$\text{harga downcomer (Dc)} = 60\% \times (T/12) \times \$Dc \quad \$Dc = 0,5 \text{ /ft}^2$$

$$\text{harga total} = S + Tr + Dc$$

$$\text{maka dengan nilai } \sigma = 1,3002 \text{ dyn/cm}$$

T	C	W	D	Harga (\$)			Total (\$)
			(ft)	Shell	Tray	DC	
10	35	76,3411	48,7872	357,63	1.402,99	0,25	1.760,86
12	70	152,6821	31,5689	277,69	587,43	0,30	865,43
15	150	327,1760	18,3969	202,28	199,49	0,38	402,15
18	220	479,8582	13,4480	177,44	106,60	0,45	284,49
20	250	545,2934	11,9962	175,87	84,83	0,50	261,20
24	310	676,1638	9,7531	171,59	56,07	0,60	228,26
30	360	785,2224	8,3301	183,19	40,90	0,75	224,84
36	390	850,6576	7,6110	200,85	34,15	0,90	235,90

maka diambil nilai $T = 30$ in dengan nilai $d = 8,3301$ ft karena memiliki

$$\text{harga total paling murah} = 99,9617 \text{ in}$$

Menentukan dimensi kolom

$$\text{Jumlah tray actual} = 12$$

$$\text{Jumlah tray total (n)} = 14 (+ 1 \text{ tray reboiler} + 1 \text{ tray kondensor})$$

$$\text{Tray spacing (T)} = 30 \text{ in}$$

Diasumsikan bahwa tinggi ruang kosong = 13,123 ft = 157,48 in (Gael Ulrich)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= (T \times n) + \text{ruang tinggi ruang kosong} \\ &= 577,4803 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{diameter} = 8,3301 \text{ ft} = 99,9617 \text{ in}$$

$$R = 4,1651 \text{ ft} = 49,9809 \text{ in}$$

$$\frac{\text{Tinggi shell}}{\text{diameter}} \geq 5 \quad \dots \text{Gael Ulrich}$$

$$\frac{\text{Tinggi shell}}{\text{diameter}} = \frac{577,48031}{99,9617} = 5,777 \quad \text{memenuhi syarat ...OK}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \frac{m \text{ Feed}}{\rho_l} \\ &= \frac{125.484,9317}{59,9191} \\ &= 2.094,2394 \text{ ft}^3/\text{Jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan Gael Ulrich ditentukan waktu tinggal (10 menit = 0,1667 jam maka :

$$\begin{aligned} \text{volume liquid} &= 2.094,2394 \times 0,1667 \\ &= 349,0399 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished* maka :

$$\begin{aligned} V_{ta} &= V_{tb} = 0,0847 \text{ di}^3 \\ &= 0,0847 \times 8,3301^3 \\ &= 48,9599 \text{ ft}^3 \\ l_a &= l_b = 0,169 \text{ di} \\ &= 0,169 \times 8,3301 \\ &= 1,4078 \text{ ft} = 16,8935 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi liquid di dalam kolom distilasi

$$\begin{aligned} \text{volume liquid} &= V_{shell} + V_{tb} \\ V_{shell} &= \text{volume liquid} - V_{tb} \\ \frac{1}{4} \times \pi \times \text{di}^2 \times l_{ls} &= 349,0399 - 48,9599 \\ 54,4998 \times l_{ls} &= 300,0800 \\ l_{ls} &= 5,5061 \text{ ft} \\ P_{feed} &= 1 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= P_{\text{feed}} - 1 \text{ atm} \\
 &= 1 - 1 \\
 &= 0 \text{ atm g} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \times (l_s - 1)}{144} \\
 &= \frac{59,9191 \times (5,5061 - 1)}{144} \\
 &= 1,8750 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= (100\% + 5\%) \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\
 &= 105\% \times (0 + 1,8750) \\
 &= 1,9688 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *vertical vessel*

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times R}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C \\
 &= \frac{1,9688 \times 49,9809}{17.500 \times 0,8 - 0,6 \times 1,9688} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0695 \text{ in} = \frac{1,1125}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + (2 \times t_s) \\
 &= 99,9617 + (2 \times 0,1875) \\
 &= 100,3367 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 120 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\
 &= 120 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 119,6250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

untuk tutup *standard dished head* ditetapkan :

$$\begin{aligned}
 r &= d_i = 119,6250 \text{ in} \\
 icr &= 6\% \times d_i \\
 &= 6\% \times 119,6250 \\
 &= 7,1775 \text{ in} = 0,5981 \text{ ft} \\
 sf &= 1\frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup *standard dished*

$$\begin{aligned}
 t_H &= \frac{0,855 \times p \times R}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\
 &= \frac{0,8550 \times 1,9688 \times 119,6250}{17.500 \times 0,8 - 0,1 \times 1,9688} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0769 \text{ in} = \frac{1,2301}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi total kolom distilasi baru

dari Brownel & Young ditentukan untuk menentukan nilai H

$$AB = 52,6350 \text{ in}$$

$$BC = 112,4475 \text{ in}$$

$$b = 20,2570 \text{ in}$$

$$H = t_H + b + s_f = l_a = l_b$$

$$= 0,1875 + 20,2570 + 1,5$$

$$= 21,9445 \text{ in} = 1,8287 \text{ ft}$$

$$L = \text{tinggi shell} + l_a + l_b$$

$$= 577,4803 + 21,9445 + 21,9445$$

$$= 621,3693 \text{ in} = 51,7808 \text{ ft} = 15,7828 \text{ m}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Kolom Distilasi I

Type : *Siave tray tower*

Bahan konstruksi : *SA - 212 Grade B*

Ukuran :

Dimensi silinder

- di : 3,0385 m
- do : 3,0480 m
- ts : 3/16 in
- Pi : 1 atm
- Ls : 14,6680 m
- L : 15,7828 m

Dimensi tray

- Jumlah tray : 14 tray (+ 1 tray reboiler dan + 1 tray kondensor)
- Tray spacing : 30 in
- Jumlah : 1 Buah

19. Kondensor Distilasi I (E-127)

Fungsi : Mengubah fase gas untuk aliran atas kolom distilasi I menjadi fase liquid sebelum ditampung pada akumulator distilasi I.

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : SA - 213 Grade TP 304

- Perhitungan :

$$\text{Suhu feed masuk } (T_1) = 74,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 166,73 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu feed keluar } (T_2) = 73,18 \text{ } ^\circ\text{C} = 163,72 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air masuk } (t_1) = 27 \text{ } ^\circ\text{C} = 80,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air keluar } (t_2) = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir feed} = 42.596 \text{ Kg/Jam} = 93.908,1177 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Laju alir air} = 660 \text{ Kg/Jam} = 1.454,8945 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Panas yang diserap} = 9,105\text{E}+04 \text{ KJ/Jam} = 8,6301\text{E}+04 \text{ BTU/Jam}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_2 \\ &= 166,73 - 140 \\ &= 26,73 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 163,72 - 80,6 \\ &= 83,124 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln (\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\ &= \frac{26,73 - 83,124}{\ln (26,73 / 83,124)} \\ &= 49,71 \end{aligned}$$

Karena proses *isothermal* , maka nilai $F_t = 1$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 1 \times 49,71 \\ &= 49,71 \end{aligned}$$

Menentukan suhu kaloric

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{166,73 + 163,72}{2} \\ &= 165,23 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{80,6 + 140}{2} \\ &= 110,30 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Trial U_D

Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal. 840, didapatkan data :

$$U_D = 100 \text{ s/d } 200 \quad \text{diambil nilai } U_D = 120 \text{ BTU/Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{8,6301\text{E}+04}{120 \times 49,71} \\ &= 14,4685 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai $A < 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type DPHE

$$\text{Trial IPS} = 2 \times 1\frac{1}{4} \text{ Sch } 40$$

Bagian Annulus

$$\begin{aligned} A_{an} &= 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2 \\ d_e &= 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft} \\ d_i &= 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft} \end{aligned}$$

Bagian Tube

$$\begin{aligned} A_p &= 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2 \\ d_i &= 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft} \\ d_o &= 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft} \\ a'' &= 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Annulus (TP Distilasi I)	Bagian Tube (air)
Menghitung N_{RE}	Menghitung N_{RE}
$G_{an} = \frac{M}{A_{an}} = \frac{93.908,1177}{0,0083}$ $= 11.363.671 \text{ lb/Jam.ft}^2$	$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{1.454,8945}{0,0104}$ $= 139.670 \text{ lb/Jam.ft}^2$
$\mu = 0,2608 \text{ cp}$	$\mu = 0,75 \text{ cp}$
$N_{re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$	$N_{re} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$

$= \frac{11363671 \times 0,4/12}{0,2608 \times 2,42}$ $= 6,0017E+05$ <p>Mencari faktor panas J_H</p> $J_H = 440 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$ <p>Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o</p> <p>Pada $T_c = 165,23 \text{ °F}$</p> $C_p = 0,5451 \text{ BTU/lb.°F}$ $k = 0,1109 \text{ BTU/Jam.ft}^2.(°F/\text{ft})$ $\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left(\frac{k}{d_c} \right) \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 1590,2164$ $t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ $= 35,65 \text{ °F}$ <p>sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p> $= 1,1331$ $h_o = 1590,2164 \times 1,1331$ $= 1801,8742 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$	$= \frac{139670 \times 0,115/12}{0,75 \times 2,42}$ $= 7,3747E+02$ <p>Karena fluidanya air maka :</p> $h_i = 1034 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$ $h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$ $= 1034 \times \frac{0,115}{0,1383}$ $h_{io} = 860 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$
--	--

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_c)

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

$$= \frac{1801,8742 \times 1.034}{1801,8742 + 1.034}$$

$$= 656,9889 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

Dari Kern diketahui nilai $R_d = 0,001 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F/BTU}$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$0,001 = \frac{656,9889 - U_D}{656,9889 \times U_D}$$

$$U_D = 396,4957 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{8,6301E+04}{396,50 \times 49,71} \\ &= 4,3789 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Panjang pipa ekonomis (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{4,3789}{0,435} = 10,0665 \text{ ft}$$

Ukuran pipa 20 ft tiap gabungan 2 pipa

$$\begin{aligned} \text{jumlah hairpin} &= \frac{10,0665}{2 \times 20} \\ &= 0,2517 \approx 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

Panjang pipa baru = 40 ft maka :

$$A_{\text{baru}} = L \times a'' = 40 \times 0,435 = 17,40 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} U_{D \text{ baru}} &= \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T} \\ &= \frac{8,6301E+04}{17,40 \times 49,71} \\ &= 99,7827 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_{d \text{ baru}} &= \frac{U_C - U_{D \text{ baru}}}{U_C \times U_{D \text{ baru}}} \\ &= \frac{656,9889 - 99,7827}{656,9889 \times 99,7827} \\ &= 0,0085 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F/BTU} > 0,001 \text{ OK} \end{aligned}$$

Evaluasi Δp

Bagian Annulus (TP Distilasi I)	Bagian Tube (air)
Menghitung N_{RE}	Menghitung N_{RE}
$N_{re} = 6,0017E+05$	$N_{re} = 7,3747E+02$
$f = 0,00009$	$f = 0,00020$

Mencari Δp_1 karena panjang <i>shell</i>	Mencari Δp_1 karena panjang <i>tube</i>
$\rho = 51,4262 \text{ lb/ft}^3$	$\rho = 55,0105 \text{ lb/ft}^3$
$\Delta p_1 = \frac{4f \cdot G_{an}^2 \cdot L}{2g \rho^2 d_e}$	$\Delta p_1 = \frac{4f \cdot G_p^2 \cdot L}{2g \rho^2 d_i}$
$= 0,9033 \text{ psi}$	$= 0,0008 \text{ psi} < 2 \text{ psi OK}$
$\Delta p_n = \frac{v^2}{2g} \quad v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$	
$= 2,0910 \text{ psi}$	
$\Delta p_{total} = \Delta p_1 + \Delta p_n$	
$= 0,9033 + 2,0910$	
$= 2,9943 \text{ psi} < 10 \text{ psi OK}$	

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Kondensor Distilasi I
 Type : *Double Pipe Heat Exchanger*
 Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304
 Ukuran :

Bagian <i>Annulus</i>		Bagian <i>Tube</i>	
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$		$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$	
$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$		$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$	
$d_e = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$		$d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$	
		$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$	

Jumlah : 1 Buah

20. Akumulator Distilasi I (F-128)

Fungsi : Menampung sementara distilat yang keluar dari kondensor distilasi I untuk selanjutnya dibagi menjadi dua aliran, yaitu aliran *reflux* dan aliran yang diteruskan untuk proses berikutnya.

- Direncanakan :

Bentuk : *Horizontal vessel* dengan *head standard dished*

Bahan konstruksi : SA - 202 Grade A

$$f = 18.750$$

Jenis pengelasan : *Double welded butt joint*

$$E = 0,8$$

Faktor korosi : 1/16 in

Tekanan *vessel* : 1 atm = 14,696 psia

Temperatur *vessel* : 73,18 °C = 346,33 K = 163,72 °F

- Perhitungan :

Jumlah *feed* : 42.596 Kg/Jam = 93.908,0990 lb/Jam

Densitas : 46,1874 lb/ft³ ... diambil dari perhitungan di Perry's

$$\text{Volume } feed = \frac{\text{Jumlah } feed}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{93.908,0990}{46,1874}$$

$$= 2.033,1966 \text{ ft}^3/\text{Jam}$$

Berdasarkan Gael D. Ulrich tabel 4-18 hal. 189, ditentukan waktu tinggal 10 menit = 0,1667 jam

maka : $\text{Volume } feed = 2.033,1966 \times 0,1667$

$$= 338,8661 \text{ ft}^3$$

Trial jumlah *storage* = 1 buah

$$\text{Volume } feed = \frac{338,8661}{1}$$

$$= 338,8661 \text{ ft}^3 = 8,0707 \text{ m}^3$$

diperkirakan fluida akan mengisi sebanyak 95% volume total *storage*

$$\text{Volume total } storage = \frac{100\%}{95\%} \times 338,8661$$

$$= 356,7011 \text{ ft}^3$$

assumsi : $L_s = 3 \times d_i$

$$\text{Volume total} = \pi/4 \times L_s \times d_i^2 + [(0,0847 \times d_i^3) \times 2]$$

$$\text{Volume total} = 2\pi/4 \times d_i^3 + (0,1694 \times d_i^3)$$

$$\text{Volume total} = 2,5256 \times d_i^3$$

$$d_i = \left(\frac{\text{Volume total}}{2,5256} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{356,7011}{2,5256} \right)^{1/3}$$

$$= 5,2077 \text{ ft} = 62,4925 \text{ in} = 1,5873 \text{ m}$$

$$r = \frac{di}{2}$$

$$= \frac{5,2077}{2}$$

$$= 2,6039 \text{ ft} = 31,2463 \text{ in} = 0,7937 \text{ m}$$

$$P_{feed} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{operasi} = P_{feed} - 1 \text{ atm}$$

$$= 1 - 1 = 0 \text{ atm g}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times (di - 1)}{144}$$

$$= \frac{46,1874 \times (5,2077 - 1)}{144}$$

$$= 1,3496 \text{ psig}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$P_{desain} = (100\% + 5\%) \times (P_{operasi} + P_{hidrostatik})$$

$$= 105\% \times (0 + 1,3496)$$

$$= 1,4171 \text{ psig}$$

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *horizontal vessel*

$$t_s = \frac{p \times r}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C$$

$$= \frac{1,4171 \times 31,2463}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 1,4171} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0655 \text{ in} = \frac{1,0472}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$do = di + (2 \times t_s)$$

$$= 62,4925 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 62,8675 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 66 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\
 &= 66 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 65,6250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk tutup *standard dished head* ditetapkan :

$$\begin{aligned}
 r &= d_i = 65,6250 \text{ in} \\
 icr &= 6\% \times d_i \\
 &= 6\% \times 65,6250 \\
 &= 3,9375 \text{ in} \\
 sf &= 1\frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup *standard dished*

$$\begin{aligned}
 t_H &= \frac{0,855 \times p \times r}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\
 &= \frac{0,8550 \times 1,4171 \times 65,6250}{18,750 \times 0,8 - 0,1 \times 1,4171} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0678 \text{ in} = \frac{1,0848}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan panjang *horizontal vessel*

Berdasarkan Brownel & Young hal 87, ditentukan untuk menentukan nilai H

$$\begin{aligned}
 AB &= 28,8750 \text{ in} \\
 BC &= 61,6875 \text{ in} \\
 b &= 11,1128 \text{ in} \\
 H &= t_H + b + s_f \\
 &= 0,1875 + 11,1128 + 1,5 \\
 &= 12,8003 \text{ in} \\
 L_s &= 3 \times d_i \\
 L_s &= 3 \times 65,6250 \\
 &= 196,8750 \text{ in} \\
 L &= L_s + (2 \times H) \\
 &= 196,8750 + (2 \times 12,8003) \\
 &= 222,4756 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: Akumulator Distilasi I
Type	: <i>Cylindrical Horizontal</i>
Bahan konstruksi	: SA - 202 Grade A
Kapasitas	: 356,7011 ft ³
Ukuran	:
- di	: 1,6669 m
- do	: 1,6764 m
- ts	: 3/16 in
- Pi	: 1 atm
- Ls	: 5,0006 m
- L	: 5,6509 m
Jumlah	: 1 Buah

21. Reboiler Distilasi I (E-129)

Fungsi Menguapkan kembali hasil bawah kolom distilasi I untuk sebagian dikembalikan ke dalam kolom distilasi I.

Direncanakan :

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : SA - 213 Grade TP 304

- Perhitungan :

$$\text{Suhu feed masuk } (t_1) = 99,69 \text{ } ^\circ\text{C} = 211,44 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu feed keluar } (t_2) = 100,26 \text{ } ^\circ\text{C} = 212,47 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam masuk } (T_1) = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam keluar } (T_2) = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir feed} = 31.566 \text{ Kg/Jam} = 69.591,1269 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Laju alir steam} = 146 \text{ Kg/Jam} = 320,8464 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Panas steam masuk} = 3,864\text{E}+05 \text{ KJ/Jam} = 3,6627\text{E}+05 \text{ BTU/Jam}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_2 \\ &= 572 - 212,47 \\ &= 359,53 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 572 - 211,44 \\ &= 360,56 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= \frac{359,53 - 360,56}{\ln(359,53 / 360,56)} \\ &= 360,04\end{aligned}$$

Karena proses isothermal, maka nilai $F_t = 1$

$$\begin{aligned}\Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 1 \times 360,04 \\ &= 360,04\end{aligned}$$

Menentukan suhu kaloric

$$\begin{aligned}T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{572 + 572}{2} \\ &= 572 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{211,44 + 212,47}{2} \\ &= 211,96 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Trial U_D

Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal. 840, didapatkan data :

$$U_D = 100 \text{ s/d } 200 \quad \text{diambil nilai } U_D = 120 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{3,6627\text{E}+05}{120 \times 360,04} \\ &= 8,4775 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Karena nilai $A < 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type DPHE

$$\text{Trial IPS} = 2 \times 1\frac{1}{4} \quad \text{Sch 40}$$

Bagian Annulus		Bagian Tube	
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$		$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$	
$d_c = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$		$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$	
$d_e = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$		$d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$	
		$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$	

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Annulus (BP Distilasi I)	Bagian Tube (Steam)
<p>Menghitung N_{RE}</p> $G_{an} = \frac{M}{A_{an}} = \frac{69.591,1269}{0,0083}$ $= 8.421.111 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 0,2608 \text{ cp}$ $N_{re} = \frac{G_s \times d_c}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{8421111 \times 0,4/12}{0,2608 \times 2,42}$ $= 4,4476E+05$	<p>Menghitung N_{RE}</p> $G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{320,8464}{0,0104}$ $= 30.801 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 0,02 \text{ cp}$ $N_{re} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{30801 \times 0,115/12}{0,02 \times 2,42}$ $= 6,0987E+03$
<p>Mencari faktor panas J_H</p> $J_H = 440 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	<p>Karena media panasnya <i>steam</i> maka :</p>
<p>Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o</p> <p>Pada $t_c = 211,96 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $C_p = 0,8171 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F}$ $k = 0,0131 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F}/\text{ft})$ $\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left[\frac{k}{d_c} \right] \left[\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right]^{1/3}$ $= 438,1428$ $t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ $= 81,39 \text{ } ^\circ\text{F}$ <p>sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p> $= 0,2898$ $h_o = 438,1428 \times 0,2898$ $= 126,9738 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$h_{io} = 1.500 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_C)

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\ &= \frac{126,9738 \times 1.500}{126,9738 + 1.500} \\ &= 117,0644 \text{ BTU/Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari Kern diketahui nilai $R_d = 0,001 \text{ Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/BTU}$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ 0,001 &= \frac{117,0644 - U_D}{117,0644 \times U_D} \\ U_D &= 104,7965 \text{ BTU/Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{3,6627E+05}{104,80 \times 360,04} \\ &= 9,7074 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Panjang pipa ekonomis (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{9,7074}{0,435} = 22,3159 \text{ ft}$$

Ukuran pipa 20 ft tiap gabungan 2 pipa

$$\begin{aligned} \text{jumlah hairpin} &= \frac{22,3159}{2 \times 20} \\ &= 0,5579 \approx 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

Panjang pipa baru = 40 ft maka :

$$\begin{aligned} A_{\text{baru}} &= L \times a'' = 40 \times 0,435 = 17,40 \text{ ft}^2 \\ U_{D \text{ baru}} &= \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T} \\ &= \frac{3,6627E+05}{17,40 \times 360,04} \\ &= 58,4656 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_d \text{ baru} &= \frac{U_C - U_{D \text{ baru}}}{U_C \cdot U_{D \text{ baru}}} \\
 &= \frac{117,0644 - 58,4656}{117,0644 \times 58,4656} \\
 &= 0,0086 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F}/\text{BTU} > 0,001 \quad \text{OK}
 \end{aligned}$$

Evaluasi Δp

Bagian Annulus (BP Distilasi I)	Bagian Tube (Steam)
<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{re} = 4,4476E+05$</p> <p>$f = 0,00010$</p> <p>Mencari Δp_1 karena panjang shell</p> <p>$\rho = 60,5193 \text{ lb/ft}^3$</p> $\Delta p_1 = \frac{4f \cdot G_{an}^2 \cdot L}{2 g \rho^2 d_e}$ <p>$= 4,6836 \text{ psi}$</p> $\Delta p_n = \frac{v^2}{2g} \quad v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$ <p>$= 0,9758 \text{ psi}$</p> <p>$\Delta p_{total} = \Delta p_1 + \Delta p_n$</p> <p>$= 4,6836 + 0,9758$</p> <p>$= 5,6594 \text{ psi} < 10 \text{ psi} \quad \text{OK}$</p>	<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{re} = 6,0987E+03$</p> <p>$f = 0,00032$</p> <p>Mencari Δp_1 karena panjang tube</p> <p>$\rho = 0,034 \text{ lb/ft}^3$</p> $\Delta p_1 = \frac{4f \cdot G_p^2 \cdot L}{2 g \rho^2 d_i}$ <p>$= 0,0103 \text{ psi} < 2 \text{ psi} \quad \text{OK}$</p>

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : *Reboiler Distilasi I*

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : *SA - 213 Grade TP 304*

Ukuran :

Bagian Annulus	Bagian Tube
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$	$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$	$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$

$$d_e = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft} \quad d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Jumlah : 1 Buah

22. Pompa (L-131A)

Fungsi : Memindahkan komponen *liquid* yang keluar dari aliran atas kolom distilasi I menuju kolom distilasi II.

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Commercial Steel*

- Perhitungan :

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

$$\text{Temperatur (T)} = 73,18 \text{ }^\circ\text{C} = 346,33 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir feed} = 42.596 \text{ Kg/Jam} = 93.908,1177 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Densitas} = 46,1870 \text{ lb/ft}^3$$

... diambil dari perhitungan di Perry's

$$\text{Viskositas} = 1,0214 \text{ lb/ft.Jam}$$

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{93.908,1177}{46,1870}$$

$$= 2.033,2147 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,5648 \text{ ft}^3/\text{s} = 211,3308 \text{ gpm}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$ID_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,5648^{0,45} \times 46,1870^{0,13}$$

$$= 4,9636 \text{ in}$$

Maka berdasarkan Christie J. Geankoplis, nilai ID di standadisasi menjadi :

$$ID_{opt} = 5 \text{ in} \quad Sch = 40$$

$$ID = 5,047 \text{ in} = 0,4206 \text{ ft}$$

$$OD = 5,563 \text{ in} = 0,4636 \text{ ft}$$

$$A = 0,1263 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{2.033,2147}{0,1263} \\
 &= 16.098,2954 \text{ ft/jam} = 4,4717 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung N_{RE} , *check* jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 N_{RE} &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,4206 \times 16.098,2954 \times 46,1870}{1,0214} \\
 &= 3,0615E+05 \quad \text{asumsi aliran OK}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 1 \\
 \epsilon &= 4,6E-05 \\
 \epsilon/ID &= 0,0004 \\
 f &= 0,00450
 \end{aligned}$$

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	14,7204
Globe valve (WO)	1	300	126,1750
Total (ΔL)	-	-	190,8954

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus (ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$= 0,55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 \gg \gg A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)$$

= 1 karena diasumsikan nilai $A_1 \gg A_2$ jadi $A_1/A_2 = 0$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada elbow 90°*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

<i>Friction</i>	Jumlah n	K	h (lb _f .ft/lb _m)	n × h (lb _f .ft/lb _m)
Pipa lurus	1	-	2,5388	2,5388
<i>Contraction loss</i>	1	0,55	0,1709	0,1709
<i>Expansion loss</i>	1	1	0,3108	0,3108
<i>Elbow 90°</i>	3	0,75	0,2331	0,6992
<i>Globe valve (WO)</i>	1	6	1,8645	1,8645
Total Friction (ΣF)	-	-	-	5,5843

direncanakan :

$$\Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \quad \text{tidak ada perubahan tekanan (P}_1 = P_2\text{)}$$

maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2 \alpha g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{4,4717^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{10}{32,174} + 0 + 5,5843 + W_s = 0$$

$$W_s = 6,2058 \text{ lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

Menentukan Horse Power

dari Timmerhaus diperoleh nilai $\eta = 75\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{W_s \times m}{\eta \times 550} \\ &= \frac{6,2058 \times 26,0856}{75\% \times 550} \\ &= 0,3924 \text{ HP} \end{aligned}$$

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhaus diperoleh nilai $\eta = 80\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,3924}{80\%} \\ &= 0,4906 \text{ HP} \approx 1 \text{ HP} \\ &= 0,3658 \text{ KW} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa
 Type : *Centrifugal Pump*
 Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
 Kapasitas : 2.033,2147 ft³/Jam
 Power : 1 HP
 Jumlah : 1 Buah

23. Distilasi II (D-130)

Merupakan alat utama II, perhitungan ada di bab VI

Alat ini dirancang oleh :

Nama : Ryvan Chandra Hadiano

NIM : 07.14.013

24. Kondensor Distilasi II (E-132)

Fungsi : Mengubah fase gas untuk aliran atas kolom distilasi II menjadi fase liquid sebelum ditampung pada akumulator distilasi II.

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : SA - 213 Grade TP 304

- Perhitungan :

Suhu <i>feed</i> masuk (T_1)	=	64,96 °C	=	148,93 °F
Suhu <i>feed</i> keluar (T_2)	=	64,75 °C	=	148,55 °F
Suhu air masuk (t_1)	=	27 °C	=	80,6 °F
Suhu air keluar (t_2)	=	50 °C	=	122 °F
Laju alir <i>feed</i>	=	11.030 Kg/Jam	=	24.316,9907 lb/Jam
Laju alir air	=	111 Kg/Jam	=	244,9041 lb/Jam
Panas yang diserap	=	1,068E+04 KJ/Jam	=	1,0125E+04 BTU/Jam

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_2 & \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 148,93 - 122 & &= 148,55 - 80,6 \\ &= 26,928 \text{ °F} & &= 67,95 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln (\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\ &= \frac{26,928 - 67,95}{\ln (26,928 / 67,95)} \\ &= 44,32 \end{aligned}$$

Karena proses isothermal, maka nilai $F_t = 1$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 1 \times 44,32 \\ &= 44,32 \end{aligned}$$

Menentukan suhu kaloric

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= \frac{148,93 + 148,55}{2}$$

$$= 148,74 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= \frac{80,6 + 122}{2}$$

$$= 101,30 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial U_D

Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal. 840, didapatkan data :

$$U_D = 100 \text{ s/d } 200 \quad \text{diambil nilai } U_D = 120 \text{ BTU/Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$$

$$= \frac{1,0125\text{E}+04}{120 \times 44,32}$$

$$= 1,9038 \text{ ft}^2$$

Karena nilai $A < 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type DPHE

$$\text{Trial IPS} = 2 \times 1\frac{1}{4} \text{ Sch 40}$$

Bagian Annulus

$$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$$

$$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$$

$$d_e' = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$$

Bagian Tube

$$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$$

$$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Annulus (TP Distilasi I)	Bagian Tube (air)
Menghitung N_{RE}	Menghitung N_{RE}
$G_{an} = \frac{M}{A_{an}} = \frac{24.316,9907}{0,0083}$ $= 2.942.560 \text{ lb/Jam.ft}^2$	$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{244,9041}{0,0104}$ $= 23.511 \text{ lb/Jam.ft}^2$
$\mu = 0,3477 \text{ cp}$	$\mu = 0,75 \text{ cp}$

$N_{re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{2942560 \times 0,4/12}{0,3477 \times 2,42}$ $= 1,1657E+05$ <p>Mencari faktor panas J_H</p> $J_H = 210 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ <p>Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o</p> <p>Pada $T_c = 148,74 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $C_p = 0,5443 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F}$ $k = 0,1235 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$ $\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 897,0146$ $t_w = \frac{h_o / \phi_s}{h_o / \phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ $= 24,22 \text{ } ^\circ\text{F}$ <p>sehingga $\phi_s = (\mu / \mu_w)^{1/4}$</p> $= 1,0928$ $h_o = 897,0146 \times 1,0928$ $= 980,2576 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$N_{re} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{23511 \times 0,115/12}{0,75 \times 2,42}$ $= 1,2414E+02$ <p>Karena fluidanya air maka :</p> $h_i = 1034 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$ $= 1034 \times \frac{0,115}{0,1383}$ $h_{io} = 860 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
---	---

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_C)

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

$$= \frac{980,2576 \times 1.034}{980,2576 + 1.034}$$

$$= 503,2059 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari Kern diketahui nilai $R_d = 0,001 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F}/\text{BTU}$

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

$$0,001 = \frac{503,2059 - U_D}{503,2059 \times U_D}$$

$$U_D = 334,7551 \text{ BTU}/\text{Jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{1,0125\text{E}+04}{334,76 \times 44,32} \\ &= 0,6825 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Panjang pipa ekonomis (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{0,6825}{0,435} = 1,5689 \text{ ft}$$

Ukuran pipa 20 ft tiap gabungan 2 pipa

$$\begin{aligned} \text{jumlah hairpin} &= \frac{1,5689}{2 \times 20} \\ &= 0,0392 \approx 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

Panjang pipa baru = 40 ft maka :

$$A_{\text{baru}} = L \times a'' = 40 \times 0,435 = 17,40 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} U_{D \text{ baru}} &= \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T} \\ &= \frac{1,0125\text{E}+04}{17,40 \times 44,32} \\ &= 13,1297 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_{d \text{ baru}} &= \frac{U_C - U_{D \text{ baru}}}{U_C \times U_{D \text{ baru}}} \\ &= \frac{503,2059 - 13,1297}{503,2059 \times 13,1297} \\ &= 0,0742 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F}/\text{BTU} > 0,001 \quad \text{OK} \end{aligned}$$

Evaluasi Δp

Bagian <i>Annulus</i> (TP Distilasi I)	Bagian <i>Tube</i> (air)
Menghitung N_{RE}	Menghitung N_{RE}
$N_{re} = 1,1657E+05$	$N_{re} = 1,2414E+02$
$f = 0,00130$	$f = 0,00560$
Mencari Δp_s karena panjang <i>shell</i>	Mencari Δp_l karena panjang <i>tube</i>
$\rho = 51,4262 \text{ lb/ft}^3$	$\rho = 55,0105 \text{ lb/ft}^3$
$\Delta p_l = \frac{4f \cdot G_{an}^2 \cdot L}{2 g \rho^2 d_e}$	$\Delta p_l = \frac{4f \cdot G_p^2 \cdot L}{2 g \rho^2 d_i}$
$= 8,7488 \text{ psi}$	$= 0,0007 \text{ psi} < 2 \text{ psi OK}$
$\Delta p_n = \frac{v^2}{2g} \quad v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$	
$= 0,1402 \text{ psi}$	
$\Delta p_{total} = \Delta p_l + \Delta p_n$	
$= 8,7488 + 0,1402$	
$= 8,8890 \text{ psi} < 10 \text{ psi OK}$	

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Kondensor Distilasi II
 Type : *Double Pipe Heat Exchanger*
 Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304
 Ukuran :

Bagian <i>Annulus</i>	Bagian <i>Tube</i>
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$	$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$	$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$
$d_e' = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$	$d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$
	$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Jumlah : 1 Buah

25. Akumulator Distilasi II (F-133)

Fungsi : Menampung sementara distilat yang keluar dari kondensor distilasi II untuk selanjutnya dibagi menjadi dua aliran, yaitu aliran *reflux* dan aliran yang diteruskan untuk proses berikutnya.

- Direncanakan :

Bentuk : *Horizontal vessel* dengan *head standard dished*

Bahan konstruksi : SA - 202 Grade A

$$f = 18.750$$

Jenis pengelasan : *Double welded butt joint*

$$E = 0,8$$

Faktor korosi : 1/16 in

Tekanan *vessel* : 1 atm = 14,696 psia

Temperatur *vessel* : 64,75 °C = 337,9 K = 148,55 °F

- Perhitungan :

Jumlah *feed* : 11.030 Kg/Jam = 24.316,9859 lb/Jam

Densitas : 46,7382 lb/ft³ ... diambil dari perhitungan di Perry's

$$\text{Volume } feed = \frac{\text{Jumlah } feed}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{24.316,9859}{46,7382}$$

$$= 520,2807 \text{ ft}^3/\text{Jam}$$

Berdasarkan Gael D. Ulrich tabel 4-18 hal. 189, ditentukan waktu tinggal 10 menit = 0,1667 jam

$$\text{maka : Volume } feed = 520,2807 \times 0,1667$$

$$= 86,7134 \text{ ft}^3$$

Trial jumlah *storage* = 1 buah

$$\text{Volume } feed = \frac{86,7134}{1}$$

$$= 86,7134 \text{ ft}^3 = 2,0652 \text{ m}^3$$

diperkirakan fluida akan mengisi sebanyak 95% volume total *storage*

$$\begin{aligned} \text{Volume total } storage &= \frac{100\%}{95\%} \times 86,7134 \\ &= 91,2773 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{assumsi : } L_s = 3 \times d_i$$

$$\text{Volume total} = \pi/4 \times L_s \times d_i^2 + [(0,0847 \times d_i^3) \times 2]$$

$$\text{Volume total} = 2\pi/4 \times d_i^3 + (0,1694 \times d_i^3)$$

$$\text{Volume total} = 2,5256 \times d_i^3$$

$$\begin{aligned} d_i &= \left(\frac{\text{Volume total}}{2,5256} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{91,2773}{2,5256} \right)^{1/3} \\ &= 3,3062 \text{ ft} = 39,6748 \text{ in} = 1,0077 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r &= \frac{d_i}{2} \\ &= \frac{3,3062}{2} \\ &= 1,6531 \text{ ft} = 19,8374 \text{ in} = 0,5039 \text{ m} \end{aligned}$$

$$P_{feed} = 1 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned} P_{operasi} &= P_{feed} - 1 \text{ atm} \\ &= 1 - 1 = 0 \text{ atm g} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{hidrostatik} &= \frac{\rho \times (d_i - 1)}{144} \\ &= \frac{46,7382 \times (3,3062 - 1)}{144} \\ &= 0,7485 \text{ psig} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$\begin{aligned} P_{desain} &= (100\% + 5\%) \times (P_{operasi} + P_{hidrostatik}) \\ &= 105\% \times (0 + 0,7485) \\ &= 0,7860 \text{ psig} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *horizontal vessel*

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times r}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C \\
 &= \frac{0,7860}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 0,7860} \times \frac{19,8374}{0,7860} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0635 \text{ in} = \frac{1,0166}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + (2 \times t_s) \\
 &= 39,6748 + (2 \times 0,1875) \\
 &= 40,0498 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 42 \text{ in} \\
 d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\
 &= 42 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 41,6250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk tutup *standard dished head* ditetapkan :

$$\begin{aligned}
 r &= d_i = 41,6250 \text{ in} \\
 icr &= 6\% \times d_i \\
 &= 6\% \times 41,6250 \\
 &= 2,4975 \text{ in} \\
 sf &= 1\frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup *standard dished*

$$\begin{aligned}
 t_H &= \frac{0,855 \times p \times r}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\
 &= \frac{0,8550 \times 0,7860 \times 41,6250}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 0,7860} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0644 \text{ in} = \frac{1,0298}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan panjang *horizontal vessel*

Berdasarkan Brownell & Young ditentukan untuk menentukan nilai H

$$\begin{aligned}
 AB &= 18,3150 \text{ in} \\
 BC &= 39,1275 \text{ in} \\
 b &= 7,0487 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= t_H + b + s_f \\
 &= 0,1875 + 7,0487 + 1,5 \\
 &= 8,7362 \text{ in} \\
 L_s &= 3 \times d_i \\
 L_s &= 3 \times 41,6250 \\
 &= 124,8750 \text{ in} \\
 L &= L_s + (2 \times H) \\
 &= 124,8750 + (2 \times 8,7362) \\
 &= 142,3474 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: Akumulator Distilasi II
Type	: <i>Cylindrical Horizontal</i>
Bahan konstruksi	: SA - 202 <i>Grade A</i>
Kapasitas	: 91,2773 ft ³
Ukuran	:
- di	: 1,0573 m
- do	: 1,0668 m
- ts	: 3/16 in
- Pi	: 1 atm
- L _s	: 3,1718 m
- L	: 3,6156 m
Jumlah	: 1 Buah

26. Cooler (E-134)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar dari akumulator distilasi II sebelum ditampung pada *storage* metanol dari 64,75 °C menjadi 30 °C.

Type : *Shell and Tubes Heat Exchanger*

Bahan : SA - 213 *Grade TP 304*

- Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu feed masuk } (T_1) &= 64,75 \text{ } ^\circ\text{C} &= 148,55 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \text{Suhu feed keluar } (T_2) &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} &= 86 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Suhu air masuk (t_1)	= 27	°C	= 80,6	°F
Suhu air keluar (t_2)	= 50	°C	= 122	°F
Laju alir <i>feed</i>	= 11.030	Kg/Jam	= 24.316,9907	lb/Jam
Laju alir air	= 2.709	Kg/Jam	= 5.972,5293	lb/Jam
Panas yang diserap	= 2,605E+05	KJ/Jam	= 2,4692E+05	BTU/Jam

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned}\Delta t_1 &= T_1 - t_2 & \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 148,55 - 122 & &= 86 - 80,6 \\ &= 26,55 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 5,4 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= \frac{26,55 - 5,4}{\ln(26,55 / 5,4)} \\ &= 13,28\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{148,55 - 86}{122 - 80,6} \\ &= 1,5109\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{122 - 80,6}{148,55 - 80,6} \\ &= 0,6093\end{aligned}$$

Diperoleh nilai $F_t = 0,75$

$$\begin{aligned}\Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 0,75 \times 13,28 \\ &= 9,96\end{aligned}$$

Karena nilai $F_t \geq 0,75$, maka Type HE = 1 - 2

Menentukan suhu kaloric

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$\begin{aligned}T_c &= \frac{148,55 + 86}{2} \\ &= 117,28 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$\begin{aligned}t_c &= \frac{80,6 + 122}{2} \\ &= 101,3 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Trial U_D

Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal.840, didapatkan data :

$$U_D = 75 \text{ s/d } 150 \quad \text{diambil nilai } U_D = 80 \text{ BTU/Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{2,4692\text{E}+05}{80 \times 9,96} \\ &= 309,8911 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai $A > 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type Shell and Tube

Trial panjang pipa = 16 ft *Triangular Pitch*

Trial OD = $1\frac{1}{4}$ in BWG = 14 $a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{a'' \times l} \\ &= \frac{309,8911}{0,3271 \times 16,00} \\ &= 59 \quad \gg \text{ distandardkan menjadi } = 69 \quad \text{maka } ID_s = 1\frac{1}{4} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{N_t}{N_{t \text{ standard}}} \times U_{D \text{ trial}} \\ &= \frac{59}{69} \times 80 \\ &= 68,6514 \text{ BTU/Jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \quad \text{Trial } U_D \text{ sesuai OK} \end{aligned}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Type HE = 1 - 2

Bagian Shell	Bagian Tube
$ID_s = 1\frac{1}{4}$ in	$d_o = 1\frac{1}{4}$ in $d_i = 1,08$ in
$n' = 1$	$n = 2$ $l = 16$ ft
$B = 4$	$N_t = 69$ $P_T = 1,56$ in
$d_e = 0,91$ in	$a' = 0,923 \text{ in}^2$ susunan Δ
$c' = 0,31$ in	$a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$ 14 BWG

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Shell (reactor product)	Bagian Tube (air)
<p>Menghitung N_{RE}</p> $a_s = \frac{ID_s \times c' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ $= \frac{17\frac{1}{4} \times 0,3125 \times 4}{1 \times 1,5625 \times 144}$ $= 0,0958 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{24.316,99}{0,0958}$ $= 253.743 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 0,4170 \text{ cp}$ $N_{res} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{253743 \times 4/12}{0,417 \times 2,42}$ $= 8,3815E+04$	<p>Menghitung N_{RE}</p> $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{69 \times 0,923}{2 \times 144}$ $= 0,2211 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{5.972,53}{0,2211}$ $= 27.008 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 0,75 \text{ cp}$ $N_{ret} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{27008 \times /12}{0,75 \times 2,42}$ $= 1,3393E+03$
<p>Mencari faktor panas J_H</p> $J_H = 180 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	<p>Karena fluidanya air maka :</p>
<p>Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o</p> <p>Pada $T_c = 117,28 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $C_p = 0,6139 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F}$ $k = 0,1255 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$ $\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 85,9477$	$h_i = 1034 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$ $= 1034 \times \frac{1,08}{1\frac{1}{4}}$ $h_{io} = 893 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

$t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ $= 1,40 \text{ } ^\circ\text{F}$ <p>sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p> $= 1,8973$ $h_o = 85,947676 \times 1,8973$ $= 163,0685 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$	
--	--

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_C)

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

$$= \frac{163,0685 \times 893}{163,0685 + 893}$$

$$= 137,8979 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

Mencari dirt factor pipa terpakai (R_d)

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

$$= \frac{137,8979 - 68,6514}{137,8979 \times 68,6514}$$

$$= 0,0073 \text{ Jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F/BTU} > R_d \text{ ketetapan (0,001) OK}$$

Evaluasi Δp

Bagian Shell (reactor product)	Bagian Tube (air)
Menghitung N_{RE} $N_{res} = 8,3815E+04$ $f = 0,00140$	Menghitung N_{RE} $N_{ret} = 1,3393E+03$ $f = 0,00048$
Mencari Δp_s karena panjang shell $(N+1) = n' \times \frac{12 \times 1}{B}$	Mencari Δp_t karena panjang tube $\Delta p_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_i \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 0,0002 \text{ psi}$

$= 1 \times \frac{12 \times 16}{4}$ $= 48$ $S_g = 0,7901$ $\Delta p_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_e \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 0,27 \text{ psi} < 10 \text{ psi} \quad \text{OK}$	<p>Mencari Δp_n karena <i>tube passes</i></p> $\left(\frac{v^2}{2g_c} \right) \times \rho = 0,125$ $\Delta p_n = \frac{4n}{S_g} \left(\frac{v^2}{2g_c} \right) \times \rho$ $= 1,00 \text{ psi}$ $\Delta p_t = \Delta p_l + \Delta p_n$ $= 0,0002 + 1,00$ $= 1,0002 \text{ psi} < 2 \text{ psi} \quad \text{OK}$
---	--

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : *Cooler*
 Type : *Shell and Tube Heat Exchanger*
 Bahan konstruksi : *SA - 213 Grade TP 304*
 Ukuran :

Bagian Shell

$ID_s = 17\frac{1}{4} \text{ in}$
 $n' = 1$
 $B = 4$
 $d_e = 0,91 \text{ in}$
 $c' = 0,31 \text{ in}$

Jumlah : 1 Buah

Bagian Tube

$d_o = 1\frac{1}{4} \text{ in}$ $d_i = 1,08 \text{ in}$
 $n = 2$ $l = 16 \text{ ft}$
 $N_t = 69$ $P_T = 1,56 \text{ in}$
 $a' = 0,923 \text{ in}^2$ susunan Δ
 $a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$ 14 BWG

27. Pompa (L-131B)

Fungsi : Memindahkan komponen *liquid* yang keluar dari akumulator distilasi I menuju *storage* metanol.

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Commercial Steel*

- Perhitungan :

Tekanan (P) = 1 atm = 14,696 psia

Temperatur (T) = 30 °C = 303,15 K

Laju alir *feed* = 11.030 Kg/Jam = 24.316,9907 lb/Jam

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 48,9311 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 1,2427 \quad \text{lb/ft.Jam} \end{aligned} \quad \dots \text{ diambil dari perhitungan di Perry's}$$

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{24.316,9907}{48,9311} \\ &= 496,9638 \quad \text{ft}^3/\text{Jam} = 0,1380 \quad \text{ft}^3/\text{s} = 51,6540 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$\begin{aligned} ID_{\text{opt}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,1380^{0,45} \times 48,9311^{0,13} \\ &= 2,6529 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Maka berdasarkan Christie J. Geankoplis, nilai ID di standadisasi menjadi :

$$\begin{aligned} ID_{\text{opt}} &= 5 \quad \text{in} \quad \text{Sch} = 40 \\ ID &= 5,047 \quad \text{in} = 0,4206 \quad \text{ft} \\ OD &= 5,563 \quad \text{in} = 0,4636 \quad \text{ft} \\ A &= 0,1263 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran fluida :

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{496,9638}{0,1263} \\ &= 3.934,7884 \quad \text{ft/jam} = 1,0930 \quad \text{ft/s} \end{aligned}$$

Menghitung N_{RE} , check jenis aliran :

$$\begin{aligned} N_{RE} &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,4206 \times 3.934,7884 \times 48,9311}{1,2427} \\ &= 6,5163E+04 \quad \text{asumsi aliran OK} \end{aligned}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

$$\begin{aligned}\alpha &= 1 \\ \varepsilon &= 4,6E-05 \\ \varepsilon/ID &= 0,0004 \\ f &= 0,00450\end{aligned}$$

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	14,7204
Globe valve (WO)	1	300	126,1750
Total (ΔL)	-	-	190,8954

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus (ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$= 0,55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 \gg A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)$$

$$= 1 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_1 \gg A_2 \text{ jadi } A_1/A_2 = 0$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada elbow 90°

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada *globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

<i>Friction</i>	Jumlah n	K	h (lb _f .ft/lb _m)	n × h (lb _f .ft/lb _m)
Pipa lurus	1	-	0,1517	0,1517
<i>Contraction loss</i>	1	0,55	0,0102	0,0102
<i>Expansion loss</i>	1	1	0,0186	0,0186
Elbow 90°	3	0,75	0,0139	0,0418
Globe valve (WO)	1	6	0,1114	0,1114
Total <i>Friction</i> (ΣF)	-	-	-	0,3336

direncanakan :

$$\Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \quad \text{tidak ada perubahan tekanan (P}_1 = P_2\text{)}$$

maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{1,0930^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{10}{32,174} + 0 + 0,3336 + W_s = 0$$

$$W_s = 0,6630 \text{ lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

Menentukan *Horse Power*

dari Timmerhaus diperoleh nilai $\eta = 57,5\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{W_s \times m}{\eta \times 550} \\ &= \frac{0,6630 \times 6,7547}{57,5\% \times 550} \\ &= 0,0142 \text{ HP} \end{aligned}$$

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhaus diperoleh nilai $\eta = 80\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,0142}{80\%} \\ &= 0,0177 \text{ HP} \approx 1 \text{ HP} \\ &= 0,0132 \text{ KW} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa
 Type : *Centrifugal Pump*
 Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
 Kapasitas : 496,9638 ft³/Jam
 Power : 1 HP
 Jumlah : 1 Buah

28. Storage Metanol (F-135)

Fungsi : Menyimpan metanol dari kolom distilasi II sebagai produk samping I,
 selama 3 hari

- Direncanakan :

Bentuk : *Horizontal vessel dengan head standard dished*

Bahan konstruksi : SA - 202 Grade A

$$f = 18.750$$

Jenis pengelasan : *Double welded butt joint*

$$E = 0,8$$

Faktor korosi : 1/16 in

Tekanan *vessel* : 1 atm = 14,696 psia

Temperatur *vessel* : 30 °C = 303,15 K = 86 °F

- Perhitungan :

Jumlah CH₃OH : 11.030 Kg/Jam = 24.316,9859 lb/Jam

Densitas : 48,9311 lb/ft³ ... diambil dari perhitungan di Perry's

$$\begin{aligned} \text{Volume CH}_3\text{OH} &= \frac{\text{Jumlah CH}_3\text{OH}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{24.316,9859}{48,9311} \\ &= 496,9637 \text{ ft}^3/\text{Jam} \end{aligned}$$

direncanakan *storage* menyimpan produk metanol untuk 3 hari operasi
72 jam operasi

$$\begin{aligned} \text{Volume CH}_3\text{OH} &= 496,9637 \times 72 \\ &= 35.781,3842 \text{ ft}^3 = 852,1999 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Trial jumlah *storage* = 3 buah

$$\begin{aligned} \text{Volume CH}_3\text{OH} &= \frac{35.781,3842}{3} \\ &= 11.927,1281 \text{ ft}^3 = 284,0666 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

diperkirakan fluida akan mengisi sebanyak 95% volume total *storage*

$$\begin{aligned} \text{Volume total } \textit{storage} &= \frac{100\%}{95\%} \times 11.927,1281 \\ &= 12.554,8717 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

assumsi : $L_s = 2 \times d_i$

$$\text{Volume total} = \pi/4 \times L_s \times d_i^2 + [(0,0847 \times d_i^3) \times 2]$$

$$\text{Volume total} = 2\pi/4 \times d_i^3 + (0,1694 \times d_i^3)$$

$$\text{Volume total} = 1,7402 \times d_i^3$$

$$\begin{aligned} d_i &= \left(\frac{\text{Volume total}}{1,7402} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{12.554,8717}{1,7402} \right)^{1/3} \\ &= 19,3229 \text{ ft} = 231,8743 \text{ in} = 5,8896 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r &= \frac{d_i}{2} \\ &= \frac{19,3229}{2} \\ &= 9,6614 \text{ ft} = 115,9371 \text{ in} = 2,9448 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi *trial* jumlah *storage* benar karena volume produk dalam *storage* $< 1600 \text{ m}^3$ serta nilai d_i dan $L_s <$ dari d_i dan L_s maksimal yaitu (10 & 2) (Gael D. Ulrich. 1984. hal. 248)

$$P_{feed} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{operasi} = P_{feed} - 1 \text{ atm}$$

$$= 1 - 1$$

$$= 0 \text{ atm g}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times (d_i - 1)}{144}$$

$$= \frac{48,9311 \times (19,3229 - 1)}{144}$$

$$= 6,2261 \text{ psig}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$P_{desain} = (100\% + 5\%) \times (P_{operasi} + P_{hidrostatik})$$

$$= 105\% \times (0 + 6,2261)$$

$$= 6,5374 \text{ psig}$$

Berdasarkan Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *horizontal vessel*

$$t_s = \frac{P \times r}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C$$

$$= \frac{6,5374 \times 115,9371}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 6,5374} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1130 \text{ in} = \frac{1,8087}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$d_o = d_i + (2 \times t_s)$$

$$= 231,8743 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 232,2493 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 240 \text{ in}$$

$$d_i = d_o - (2 \times t_s)$$

$$= 240 - (2 \times 0,1875)$$

$$= 239,6250 \text{ in}$$

Untuk tutup *standard dished head* ditetapkan :

$$r = d_i = 239,6250 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 icr &= 6\% \times di \\
 &= 6\% \times 239,6250 \\
 &= 14,3775 \text{ in} \\
 sf &= 1\frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup *standard dished*

$$\begin{aligned}
 t_H &= \frac{0,855 \times p \times r}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\
 &= \frac{0,8550 \times 6,5374 \times 239,6250}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 6,5374} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1518 \text{ in} = \frac{2,4287}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan panjang *horizontal vessel*

dari Brownel & Young ditentukan untuk menentukan nilai H

$$\begin{aligned}
 AB &= 105,4350 \text{ in} \\
 BC &= 225,2475 \text{ in} \\
 b &= 40,5775 \text{ in} \\
 H &= t_H + b + s_f \\
 &= 0,1875 + 40,5775 + 1,5 \\
 &= 42,2650 \text{ in} \\
 L_s &= 2,0 \times di \\
 L_s &= 2,0 \times 239,6250 \\
 &= 479,2500 \text{ in} \\
 L &= L_s + (2 \times H) \\
 &= 479,2500 + (2 \times 42,265) \\
 &= 563,7801 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : *Storage Metanol*
 Type : *Cylindrical Horizontal*
 Bahan konstruksi : *SA - 202 Grade A*
 Kapasitas : 355,5138 m³

Ukuran	:	
- di	:	6,0865 m
- do	:	6,0960 m
- ts	:	3/16 in
- Pi	:	1 atm
- Ls	:	12 m
- L	:	14 m
Jumlah	:	3 Buah

29. Reboiler Distilasi II (E-136)

Fungsi : Menguapkan kembali hasil bawah kolom distilasi II untuk sebaꞑ dikembalikan ke dalam kolom distilasi II.

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : SA - 213 Grade TP 304

- Perhitungan :

$$\text{Suhu feed masuk } (t_1) = 78,39 \text{ } ^\circ\text{C} = 173,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu feed keluar } (t_2) = 78,48 \text{ } ^\circ\text{C} = 173,26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam masuk } (T_1) = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam keluar } (T_2) = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir feed} = 31.566 \text{ Kg/Jam} = 69.591,1269 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Laju alir steam} = 140 \text{ Kg/Jam} = 307,6270 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Panas steam masuk} = 3,705\text{E}+05 \text{ KJ/Jam} = 3,5118\text{E}+05 \text{ BTU/Jam}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_2 \\ &= 572 - 173,26 \\ &= 398,74 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 572 - 173,1 \\ &= 398,9 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= \frac{398,74 - 398,9}{\ln(398,74 / 398,9)} \\ &= 398,82 \end{aligned}$$

Karena proses isothermal, maka nilai $F_t = 1$

$$\begin{aligned}\Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 1 \times 398,82 \\ &= 398,82\end{aligned}$$

Menentukan suhu kaloric

$$\begin{aligned}T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} & t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{572 + 572}{2} & &= \frac{173,1 + 173,26}{2} \\ &= 572 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 173,18 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Trial U_D

Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal. 840, didapatkan data :

$$U_D = 100 \text{ s/d } 200 \quad \text{diambil nilai } U_D = 120 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{3,5118\text{E}+05}{120 \times 398,82} \\ &= 7,3380 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Karena nilai $A < 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type DPHE

$$\text{Trial IPS} = 2 \times 1\frac{1}{4} \quad \text{Sch 40}$$

Bagian Annulus		Bagian Tube	
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$		$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$	
$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$		$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$	
$d_o = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$		$d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$	
		$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$	

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Annulus (BP Distilasi II)	Bagian Tube (Steam)
Menghitung N_{RE}	Menghitung N_{RE}
$G_{an} = \frac{M}{A_{an}} = \frac{69.591,1269}{0,0083}$ $= 8.421.111 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 0,3065 \text{ cp}$ $N_{re} = \frac{G_s \times d_c}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{8421111 \times 0,4/12}{0,3065 \times 2,42}$ $= 3,7844E+05$	$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{307,6270}{0,0104}$ $= 29.532 \text{ lb/Jam.ft}^2$ $\mu = 0,02 \text{ cp}$ $N_{re} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{29532 \times 0,115/12}{0,02 \times 2,42}$ $= 5,8475E+03$
Mencari faktor panas J_H	Karena media panasnya steam maka :
$J_H = 400 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$h_{io} = 1.500 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o	
<p>Pada $t_c = 173,18 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $C_p = 0,6921 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F}$ $k = 0,1046 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot (^{\circ}\text{F}/\text{ft})$ $\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left[\frac{k}{d_c} \right] \left[\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right]^{1/3}$ $= 1588,7985$ $t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ $= 205,14 \text{ } ^\circ\text{F}$ <p>sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p> $= 0,2724$ $h_o = 1588,7985 \times 0,2724$ $= 432,7887 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_C)

$$\begin{aligned}
 U_C &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\
 &= \frac{432,7887 \times 1.500}{432,7887 + 1.500} \\
 &= 335,8790 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

Dari Kern diketahui nilai $R_d = 0,001 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F/BTU}$

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

$$0,001 = \frac{335,8790 - U_D}{335,8790 \times U_D}$$

$$U_D = 251,4292 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\
 &= \frac{3,5118E+05}{251,43 \times 398,82} \\
 &= 3,5022 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Panjang pipa ekonomis (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{3,5022}{0,435} = 8,0511 \text{ ft}$$

Ukuran pipa 20 ft tiap gabungan 2 pipa

$$\begin{aligned}
 \text{jumlah hairpin} &= \frac{8,0511}{2 \times 20} \\
 &= 0,2013 \approx 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Panjang pipa baru = 40 ft maka :

$$A_{\text{baru}} = L \times a'' = 40 \times 0,435 = 17,40 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 U_{D \text{ baru}} &= \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T} \\
 &= \frac{3,5118E+05}{17,40 \times 398,82} \\
 &= 50,6070 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_{d \text{ baru}} &= \frac{U_C - U_{D \text{ baru}}}{U_C \times U_{D \text{ baru}}} \\
 &= \frac{335,8790 - 50,6070}{335,8790 \times 50,6070} \\
 &= 0,0168 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F/BTU} > 0,001 \quad \text{OK}
 \end{aligned}$$

Evaluasi Δp

Bagian Annulus (BP Distilasi II)	Bagian Tube (Steam)
<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{re} = 3,7844E+05$</p> <p>$f = 0,00011$</p> <p>Mencari Δp_s karena panjang shell</p> <p>$\rho = 48,7649 \text{ lb/ft}^3$</p> $\Delta p_i = \frac{4f \cdot G_{an}^2 \cdot L}{2g \rho^2 d_e}$ <p>$= 6,3939 \text{ psi}$</p> $\Delta p_n = \frac{v^2}{2g} \quad v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$ <p>$= 1,2110 \text{ psi}$</p> <p>$\Delta p_{total} = \Delta p_i + \Delta p_n$</p> <p>$= 6,3939 + 1,2110$</p> <p>$= 7,6048 \text{ psi} < 10 \text{ psi OK}$</p>	<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{re} = 5,8475E+03$</p> <p>$f = 0,00034$</p> <p>Mencari Δp_i karena panjang tube</p> <p>$\rho = 0,034 \text{ lb/ft}^3$</p> $\Delta p_i = \frac{4f \cdot G_p^2 \cdot L}{2g \rho^2 d_i}$ <p>$= 0,0101 \text{ psi} < 2 \text{ psi OK}$</p>

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Reboiler Distilasi II

Type : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304

Ukuran :

Bagian Annulus	Bagian Tube
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$	$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$	$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$

$$d_e = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft} \quad d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Jumlah : 1 Buah

30. Cooler (E-137)

Fungsi : Menurunkan suhu campuran yang keluar reboiler distilasi II sebelum ditampung pada *storage* etanol dari 78,39 °C menjadi 30 °C.

Type : *Shell and Tubes Heat Exchanger*

Bahan : SA - 213 Grade TP 304

- Perhitungan :

Suhu <i>feed</i> masuk (T_1)	=	78,39	°C	=	173,1	°F
Suhu <i>feed</i> keluar (T_2)	=	30	°C	=	86	°F
Suhu air masuk (t_1)	=	27	°C	=	80,6	°F
Suhu air keluar (t_2)	=	60	°C	=	140	°F
Laju alir <i>feed</i>	=	31.566	Kg/Jam	=	69.591,1269	lb/Jam
Laju alir air	=	3.581	Kg/Jam	=	7.894,6138	lb/Jam
Panas yang diserap	=	4,941E+05	KJ/Jam	=	4,6829E+05	BTU/Jam

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_2 & \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 173,1 - 140 & &= 86 - 80,6 \\ &= 33,102 \text{ °F} & &= 5,4 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= \frac{33,102 - 5,4}{\ln(33,102 / 5,4)} \\ &= 15,28 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{173,1 - 86}{140 - 80,6} \\ &= 1,4664 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{140 - 80,6}{173,1 - 80,6} \\ &= 0,6421 \end{aligned}$$

Diperoleh nilai $F_t = 0,725$

$$\begin{aligned}\Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 0,725 \times 15,28 \\ &= 11,08\end{aligned}$$

Karena nilai $F_t < 0,75$, maka Type HE = 1 - 2

Menentukan suhu kaloric

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$\begin{aligned}T_c &= \frac{173,1 + 86}{2} \\ &= 129,55 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_c &= \frac{80,6 + 140}{2} \\ &= 110,3 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Trial U_D

Dari Donald Q. Kern pada table 8 hal.840, didapatkan data :

$$U_D = 50 \text{ s/d } 125 \quad \text{diambil nilai } U_D = 90 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{4,6829\text{E}+05}{90 \times 11,08} \\ &= 469,7503 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Karena nilai $A > 160 \text{ ft}^2$, maka HE yang dipilih Type Shell and Tube

Trial panjang pipa = 16 ft *Triangular Pitch*

Trial OD = 1¼ in BWG = 14 a" = 0,3271 ft²/ft

$$\begin{aligned}N_t &= \frac{A}{a'' \times l} \\ &= \frac{469,7503}{0,3271 \times 16,00}\end{aligned}$$

$$= 90 \quad \gg \text{ distandardkan menjadi } = 95 \quad \text{maka } ID_s = 19\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{N_t}{N_{t \text{ standard}}} \times U_{D \text{ trial}}$$

$$= \frac{90}{95} \times 90$$

$$= 85,0326 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Trial U_D sesuai OK

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Type HE = 1 - 2

Bagian Shell	Bagian Tube
$ID_s = 19\frac{1}{4}$ in	$d_o = 1\frac{1}{4}$ in $d_i = 1,08$ in
$n' = 1$	$n = 2$ $l = 16$ ft
$B = 4$	$N_t = 95$ $P_T = 1,56$ in
$d_c = 0,91$ in	$a' = 0,923$ in ² susunan Δ
$c' = 0,31$ in	$a'' = 0,3271$ ft ² /ft 14 BWG

Evaluasi perpindahan panas

Bagian Shell (reactor product)	Bagian Tube (air)
Menghitung N_{RE}	Menghitung N_{RE}
$a_s = \frac{ID_s \times c' \times B}{n' \times P_T \times 144}$	$a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$
$= \frac{19\frac{1}{4} \times 0,3125 \times 4}{1 \times 1,5625 \times 144}$	$= \frac{95 \times 0,923}{2 \times 144}$
$= 0,1069 \text{ ft}^2$	$= 0,3045 \text{ ft}^2$
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{69.591,13}{0,1069}$	$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{7.894,61}{0,3045}$
$= 650.722 \text{ lb/Jam.ft}^2$	$= 25.930 \text{ lb/Jam.ft}^2$
$\mu = 0,6816 \text{ cp}$	$\mu = 0,75 \text{ cp}$
$N_{res} = \frac{G_s \times d_c}{\mu \times 2,42}$	$N_{ret} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{650722 \times 4/12}{0,6816 \times 2,42}$	$= \frac{25930 \times 1/12}{0,75 \times 2,42}$
$= 1,3150E+05$	$= 1,2858E+03$
Mencari faktor panas J_H	
$J_H = 225 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$	

<p>Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_o</p> <p>Pada $T_c = 129,55 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> <p>$C_p = 0,6566 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F}$</p> <p>$k = 0,1062 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$</p> $\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ <p>$= 115,7880$</p> $t_w = \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}} (T_c - t_c)$ <p>$= 2,21 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> <p>sehingga $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{1/4}$</p> <p>$= 1,8541$</p> <p>$h_o = 115,78801 \times 1,8541$</p> <p>$= 214,6826 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$</p>	<p>Karena fluidanya air maka :</p> <p>$h_i = 1034 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$</p> <p>$h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$</p> <p>$= 1034 \times \frac{1,08}{1\frac{1}{4}}$</p> <p>$h_{io} = 893 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$</p>
---	--

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_C)

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

$$= \frac{214,6826 \times 893}{214,6826 + 893}$$

$$= 173,0885 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari dirt factor pipa terpakai (R_d)

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

$$= \frac{173,0885 - 85,0326}{173,0885 \times 85,0326}$$

$$= 0,0060 \text{ Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/BTU} > R_d \text{ ditetapkan } (0,001) \quad \text{OK}$$

Evaluasi Δp

Bagian Shell (reactor product)	Bagian Tube (air)
<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{res} = 1,3150E+05$</p> <p>$f = 0,00130$</p> <p>Mencari Δp_s karena panjang shell</p> $(N+1) = n' \times \frac{12 \times 1}{B}$ $= 1 \times \frac{12 \times 16}{4}$ $= 48$ <p>$S_g = 0,7909$</p> $\Delta p_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_e \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 1,66 \text{ psi} < 10 \text{ psi} \quad \text{OK}$	<p>Menghitung N_{RE}</p> <p>$N_{ret} = 1,2858E+03$</p> <p>$f = 0,00044$</p> <p>Mencari Δp_t karena panjang tube</p> $\Delta p_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot l \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d_i \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= 0,0002 \text{ psi}$ <p>Mencari Δp_n karena tube passes</p> $\left[\frac{v^2}{2g_c} \right] \times \frac{\rho}{144} = 0,125$ $\Delta p_n = \frac{4n}{S_g} \left[\frac{v^2}{2g_c} \right] \times \frac{\rho}{144}$ $= 1,00 \text{ psi}$ <p>$\Delta p_t = \Delta p_t + \Delta p_n$</p> $= 0,0002 + 1,00$ $= 1,0002 \text{ psi} < 2 \text{ psi} \quad \text{OK}$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : *Cooler*

Type : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : *SA - 213 Grade TP 304*

Ukuran :

Bagian Shell

$ID_s = 19\frac{1}{4} \text{ in}$

$n' = 1$

$B = 4$

$d_e = 0,91 \text{ in}$

$c' = 0,31 \text{ in}$

Jumlah : 1 Buah

Bagian Tube

$d_o = 1\frac{1}{4} \text{ in}$ $d_i = 1,08 \text{ in}$

$n = 2$ $l = 16 \text{ ft}$

$N_t = 95$ $P_T = 1,56 \text{ in}$

$a' = 0,923 \text{ in}^2$ susunan Δ

$a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$ 14 BWG

31. Pompa (L-131C)

Fungsi : Memindahkan komponen *liquid* yang keluar dari akumulator distilasi II menuju storage etanol.

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Commercial Steel*

- Perhitungan :

Tekanan (P) = 1 atm = 14,696 psia

Temperatur (T) = 30 °C = 303,15 K

Laju alir *feed* = 31.566 Kg/Jam = 69.591,1269 lb/Jam

Densitas = 48,7649 lb/ft³ ... diambil dari perhitungan di Perry's

Viskositas = 2,3637 lb/ft.Jam

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{69.591,1269}{48,7649} \\
 &= 1.427,0727 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,3964 \text{ ft}^3/\text{s} = 148,3289 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,3964^{0,45} \times 48,7649^{0,13} \\
 &= 4,2627 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka berdasarkan Christie J. Geankoplis, nilai ID di standadisasi menjadi :

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 5 \text{ in} \quad \text{Sch} = 40 \\
 ID &= 5,047 \text{ in} = 0,4206 \text{ ft} \\
 OD &= 5,563 \text{ in} = 0,4636 \text{ ft} \\
 A &= 0,1263 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran fluida :

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{1.427,0727}{0,1263}$$

$$= 11.299,0716 \text{ ft/jam} = 3,1386 \text{ ft/s}$$

Menghitung N_{RE} , *check* jenis aliran :

$$N_{RE} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,4206 \times 11.299,0716 \times 48,7649}{2,3637}$$

$$= 9,8042E+04 \quad \text{asumsi aliran OK}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

$$\alpha = 1$$

$$\varepsilon = 4,6E-05$$

$$\varepsilon/ID = 0,0004$$

$$f = 0,00480$$

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	14,7204
Globe valve (WO)	1	300	126,1750
Total (ΔL)	-	-	190,8954

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus(ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$= 0,55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 \gg \gg A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)$$

$$= 1 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_1 \gg A_2 \text{ jadi } A_1/A_2 = 0$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada elbow 90°*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

<i>Friction</i>	Jumlah n	K	h (lb_f.ft/lb_m)	n × h (lb_f.ft/lb_m)
Pipa lurus	1	-	1,3341	1,3341
Contraction loss	1	0,55	0,0842	0,0842
Expansion loss	1	1	0,1531	0,1531
Elbow 90°	3	0,75	0,1148	0,3445
Globe valve (WO)	1	6	0,9185	0,9185
Total Friction (ΣF)	-	-	-	2,8344

direncanakan :

$$\Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \quad \text{tidak ada perubahan tekanan } (P_1 = P_2)$$

maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2a g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{3,1386^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{10}{32,174} + 0 + 2,8344 + W_s = 0$$

$$W_s = 3,2983 \text{ lb}_f \cdot \text{ft/lb}_m$$

Menentukan Horse Power

dari Timmerhaus diperoleh nilai $\eta = 70\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{W_s \times m}{\eta \times 550} \\ &= \frac{3,2983 \times 19,3309}{70\% \times 550} \\ &= 0,1656 \text{ HP} \end{aligned}$$

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhaus diperoleh nilai $\eta = 80\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,1656}{80\%} \\ &= 0,2070 \text{ HP} \approx 1 \text{ HP} \\ &= 0,1544 \text{ KW} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa
 Type : *Centrifugal Pump*
 Bahan konstruksi : *Commersial Steel*
 Kapasitas : 1.427,0727 ft³/Jam
 Power : 1 HP
 Jumlah : 1 Buah

32. Storage Etanol (F-138)

Fungsi : Menyimpan etanol dari kolom distilasi II sebagai produk utama,
 selama 3 hari

- Direncanakan :

Bentuk : *Horizontal vessel* dengan *head standard dished*
 Bahan konstruksi : SA - 202 Grade A
 $f = 18.750$
 Jenis pengelasan : *Double welded butt joint*
 $E = 0,8$

Faktor korosi : 1/16 in
 Tekanan *vessel* : 1 atm = 14,696 psia
 Temperatur *vessel* : 30 °C = 303,15 K = 86 °F

- Perhitungan :

Jumlah C₂H₅OH : 31.566 Kg/Jam = 69.591,1131 lb/Jam
 Densitas : 48,7649 lb/ft³ ... diambil dari perhitungan di Perry's

$$\begin{aligned} \text{Volume C}_2\text{H}_5\text{OH} &= \frac{\text{Jumlah C}_2\text{H}_5\text{OH}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{69.591,1131}{48,7649} \\ &= 1.427,0725 \text{ ft}^3/\text{Jam} \end{aligned}$$

direncanakan *storage* menyimpan produk etanol untuk 3 hari operasi
 72 jam operasi

$$\begin{aligned} \text{Volume C}_2\text{H}_5\text{OH} &= 1.427,0725 \times 72 \\ &= 102.749,2173 \text{ ft}^3 = 2.447,1627 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Trial jumlah *storage* = 8 buah

$$\begin{aligned} \text{Volume C}_2\text{H}_5\text{OH} &= \frac{102.749,2173}{8} \\ &= 12.843,6522 \text{ ft}^3 = 305,8953 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

diperkirakan fluida akan mengisi sebanyak 95% volume total *storage*

$$\begin{aligned} \text{Volume total } \textit{storage} &= \frac{100\%}{95\%} \times 12.843,6522 \\ &= 13.519,6339 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

assumsi : $L_s = 2 \times d_i$

$$\text{Volume total} = \pi/4 \times L_s \times d_i^2 + [(0,0847 \times d_i^3) \times 2]$$

$$\text{Volume total} = 2\pi/4 \times d_i^3 + (0,1694 \times d_i^3)$$

$$\text{Volume total} = 1,7402 \times d_i^3$$

$$d_i = \left(\frac{\text{Volume total}}{1,7402} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned}
 &= \left(\frac{13.519,6339}{1,7402} \right)^{1/3} \\
 &= 19,8056 \text{ ft} = 237,6677 \text{ in} = 6,0368 \text{ m} \\
 r &= \frac{di}{2} \\
 &= \frac{19,8056}{2} \\
 &= 9,9028 \text{ ft} = 118,8338 \text{ in} = 3,0184 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi *trial* jumlah *storage* benar karena volume produk di dalam *storage* < 1600 m³ serta nilai *di* dan *Ls* < dari *di* dan *Ls* maksimal yaitu (10 & 2) (Gael D. Ulrich. 1984. hal. 248)

$$\begin{aligned}
 P_{feed} &= 1 \text{ atm} \\
 P_{operasi} &= P_{feed} - 1 \text{ atm} \\
 &= 1 - 1 \\
 &= 0 \text{ atm g} \\
 P_{hidrostatik} &= \frac{\rho \times (di - 1)}{144} \\
 &= \frac{48,7649 \times (19,8056 - 1)}{144} \\
 &= 6,3684 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$\begin{aligned}
 P_{desain} &= (100\% + 5\%) \times (P_{operasi} + P_{hidrostatik}) \\
 &= 105\% \times (0 + 6,3684) \\
 &= 6,6869 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *horizontal vessel*

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times r}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C \\
 &= \frac{6,6869 \times 118,8338}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 6,6869} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1155 \text{ in} = \frac{1,8478}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + (2 \times t_s) \\
 &= 237,6677 + (2 \times 0,1875) \\
 &= 238,0427 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 240 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\
 &= 240 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 239,6250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk tutup *standard dished head* ditetapkan :

$$r = d_i = 239,6250 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 icr &= 6\% \times d_i \\
 &= 6\% \times 239,6250 \\
 &= 14,3775 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup *standard dished*

$$\begin{aligned}
 t_H &= \frac{0,855 \times p \times R}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\
 &= \frac{0,8550 \times 6,6869 \times 239,6250}{18,750 \times 0,8 - 0,1 \times 6,6869} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1538 \text{ in} = \frac{2,4614}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan panjang *horizontal vessel*

dari Brownel & Young ditentukan untuk menentukan nilai H

$$AB = 105,4350 \text{ in}$$

$$BC = 225,2475 \text{ in}$$

$$b = 40,5775 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 H &= t_H + b + s_f \\
 &= 0,1875 + 40,5775 + 1,5 \\
 &= 42,2650 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$L_s = 2,0 \times d_i$$

$$\begin{aligned}
 L_s &= 2,0 \times 239,6250 \\
 &= 479,2500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= L_s + (2 \times H) \\ &= 479,2500 + (2 \times 42,265) \\ &= 563,7801 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	:	<i>Storage Etanol</i>
Type	:	<i>Cylindrical Horizontal</i>
Bahan konstruksi	:	SA - 202 <i>Grade A</i>
Kapasitas	:	382,8328 m ³
Ukuran	:	
- di	:	6,0865 m
- do	:	6,0960 m
- ts	:	3/16 in
- Pi	:	1 atm
- Ls	:	12 m
- L	:	14 m
Jumlah	:	8 Buah

APPENDIX D

PERHITUNGAN UTILITAS

Utilitas pada suatu pabrik adalah suatu bagian atau unit yang sangat penting untuk menunjang suatu proses produksi, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas di dalam Pra Rencana Pabrik Etanol dari Syngas ini meliputi :

1. Unit penyediaan air
 - a. Air umpan boiler
 - b. Air pendingin
 - c. Air sanitasi
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan nitrogen cair

1. Unit Penyediaan air

Unit penyediaan air berfungsi sebagai unit yang bertugas memenuhi kebutuhan air yang ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi, sedangkan segi kualitas air merupakan syarat air yang harus dipenuhi untuk kemudian dimanfaatkan. Dalam Pra Rencana Pabrik Etanol dari Syngas ini ada beberapa kebutuhan air, adapun keperluan tersebut antara lain dipergunakan untuk :

a. Air umpan boiler dan penyediaan steam

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai pemanas pada heater dan reboiler. Kebutuhan steam dipenuhi dengan jalan menguapkan air dalam sebuah ketel (boiler), sehingga kesadahan air umpan ketel (boiler feed water) harus benar-benar diperhatikan dan diperiksa dengan teliti serta harus bebas dari kotoran yang mungkin akan mengganggu proses produksi steam serta akan mengganggu pula jalannya operasi pabrik.

Air yang ada akan selalu mengandung mineral-mineral serta zat-zat yang dapat dikatakan pengganggu bagi proses produksi steam. Adanya zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler (bahan baku pembuatan steam) tersebut dapat menyebabkan

kerusakan pada *boiler* , adapun jenis-jenis zat yang harus selalu dikontrol tersebut antara lain

- Kadar zat terlarut (*soluble metter*) yang tertinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam-garam kalsium dan magnesium (penyebab kesadahan)
- zat organik (*organic matter*)
- silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Kuantitas *steam* yang digunakan dalam proses didapatkan dari perhitungan menurut pemakaian setiap harinya dari masing-masing alat dalam proses produksi. Air umpan *boiler* disediakan dengan berlebih 20% sebagai pengganti sejumlah *steam* yang hilang. yang diperkirakan adanya kebocoran akibat transmisi sebesar 10% dan faktor keamanan 10%, sehingga jumlah kebutuhan *steam* dan air untuk masing-masing alat adalah sebagai ber

Tabel D.1. Data Kebutuhan *Steam*

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah <i>Steam</i> (Kg/Jam)
1	E-112	<i>Heater</i>	19.521
2	E-126A	<i>Heater</i>	42
3	E-126B	<i>Heater</i>	693
4	E-129	<i>Reboiler</i> distilasi I	146
5	E-136	<i>Reboiler</i> distilasi II	140
Total			20.542

Direncanakan banyaknya *steam* yang *disupply* adalah 20% *excess* , sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan } \textit{steam} &= (100\% + 20\%) \times \text{Jumlah } \textit{steam} \\
 &= 120\% \times 20.542 \\
 &= 24.650 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

Make up untuk kebutuhan *steam* direncanakan 10% *excess* , sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Make up } \textit{steam} &= (100\% + 10\%) \times \text{Kebutuhan } \textit{steam} \\
 &= 110\% \times 24.650 \\
 &= 27.115 \text{ Kg/Jam} = 7,5320 \text{ Kg/s}
 \end{aligned}$$

Boiler

Karena suhu *steam* > 210 °C, maka tipe *boiler* yang digunakan adalah *water tube boiler* (Gael D. Ulrich. Tabel. 4.8. hal. 109)

Direncanakan *steam* yang digunakan adalah *superheated steam* dengan kondisi :

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 300 \text{ } ^\circ\text{C} &= 572 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{Tekanan} &= 1 \text{ atm} &= 14,696 \text{ psia} \\ \text{Rate steam} &= 27.115 \text{ Kg/Jam} &= 59.778,9427 \text{ BTU/Jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan pers. 172, hal. 140. Savern W. H. diperoleh persamaan :

$$\text{HP} = \frac{m_s \times (h_g - h_f)}{h_{fg} \times 34,5}$$

Dimana :

- m_s : *Rate steam* yang dibutuhkan (lbm/Jam)
- h_g : Entalpi *steam* pada 300 °C (Btu/lbm)
- h_f : Entalpi air masuk pada 27 °C (Btu/lbm)
- h_{fg} : Entalpi uap air pada 27 °C (Ntu/lbm)
- 34,5 : Konstanta penyesuaian penguapan pada 34,5 Hp/lb air tiap pada 300 °C menjadi uap kering.

Berdasarkan J. M. Smith & Van Ness diperoleh data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} h_g &= 3.074,4 \text{ KJ/Kg} &= 1.321,7541 \text{ Btu/lbm} \\ h_f &= 113,1 \text{ KJ/Kg} &= 48,6242 \text{ Btu/lbm} \\ h_{fg} &= 2.550,9 \text{ KJ/Kg} &= 1.096,6896 \text{ Btu/lbm} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{59778,9427 \times (1321,7541 - 48,6242)}{1096,6896 \times 34,5} \\ &= 2.011 \text{ HP} \end{aligned}$$

Kapasitas boiler

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m_s \times (h_g - h_f)}{1000} \\ &= \frac{59778,9427 \times (1321,7541 - 48,6242)}{1000} \\ &= 76.106,3555 \text{ Btu/Jam} \end{aligned}$$

Faktor evaporasi

$$f = \frac{h_g - h_f}{h_{fg}}$$

(Savern W.H. pers. 173, Hal. 140)

$$= \frac{1321,7541 - 48,6242}{1.096,6896}$$

$$= 1,1609$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= f \times \text{rate steam} \\ &= 1,1609 \times 27115 \\ &= 31.478 \quad \text{Kg/Jam} \\ &= 69.396,4416 \quad \text{lb/Jam} \end{aligned}$$

Direncanakan bahan bakar yang digunakan adalah :*Fuel oil 33 °API*

$$\text{LHV} = 136.700 \text{ Btu/gal} \quad (\text{Perry's Handbooks 7}^{\text{th}} \text{ ed, fig. 27-3. hal. 27.10})$$

$$\text{efficiency} = 90\% \quad (\text{efficiency max untuk water tube boiler})$$

Maka kebutuhan bahan bakar untuk boiler adalah

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{m_s \times (h_g - h_f)}{\text{LHV} \times \text{efficiency}} \\ &= \frac{59778,9427 \times (1321,7541 - 48,6242)}{136700 \times 90\%} \\ &= 618,6000 \quad \text{gal/Jam} \end{aligned}$$

Direncanakan :

$$\text{Heating value surface} = 10 \text{ ft}^2/\text{HP}$$

$$\text{Panjang pipa (L)} = 16 \text{ ft}$$

$$\text{Ukuran pipa} = 10 \text{ in} \quad \text{Schedulle} = 40$$

$$\text{Surface area (a)} = 2,814 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Heating surface boiler (A)} &= \text{Heating value surface} \times \text{HP boiler} \\ &= 10 \times 2.011 \\ &= 20.110 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Jumlah tube yang dibutuhkan

$$N_t = \frac{A}{a_t \times L}$$

$$= \frac{20.110}{2,814 \times 16}$$

$$= 446,6507 \approx 447 \text{ buah}$$

Spesifikasi boiler :

Nama alat	: <i>Boiler</i>
Fungsi	: Menghasilkan <i>steam</i> untuk proses produksi
Type	: <i>Fire tube boiler</i>
Rate steam	: 27.115 Kg/Jam
Bahan bakar	: <i>Fuel Oil 33 °API</i>
Efisiensi	: 90%
Jumlah tube	: 447 Buah
Ukuran tube	: 10 in, Sch 40
Panjang tube	: 16 ft
Jumlah boiler	: 1 Buah

b. Air Pendingin

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin pada alat yang berfungsi untuk menurunkan panas pada saat proses berjalan. Adapun kebutuhan air pendingin pada alat proses produksi adalah sebagai berikut :

Tabel D.2. Data Kebutuhan Air Pendingin untuk Proses

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah air (Kg/Jam)
1	R-110	Reaktor Konversi Etanol	1.441.215
2	E-122A	<i>Cooler</i>	24.523
3	E-127	<i>Condensor Distillation I</i>	660
4	E-132	<i>Condensor Distillation II</i>	111
5	E-134	<i>Cooler</i>	2.709
6	E-137	<i>Cooler</i>	3.580
Total			1.472.798

Mengingat kebutuhan air pendingin yang cukup besar dan untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka air dingin yang telah digunakan akan didinginkan kembali (disirkulasi) dalam *cooling tower*. Sehingga tidak perlu penggantian air pendingin secara terus menerus kecuali apabila ada kebocoran atau kehilangan maka perlu disediakan penambahan air sebanyak 20% dari kebutuhan air pendingin.

Direncanakan banyaknya air pendingin yang di *supply* adalah 20% *excess*, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air} &= (100\% + 20\%) \times \text{Jumlah air} \\ &= 120\% \times 1.472.798 \\ &= 1.767.358 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

Make up untuk kebutuhan air direncanakan 10% *excess*, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Make up air} &= (100\% + 10\%) \times \text{Kebutuhan air} \\ &= 110\% \times 1.767.358 \\ &= 1.944.093 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

c. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, perkantoran, taman dan kebutuhan yang lain. Adapun kebutuhan air sanitasi secara terperinci adalah sebagai berikut :

1. Air Untuk Kebutuhan Karyawan

Menurut *standar* WHO, kebutuhan air per orang adalah 120 L/hari-orang

$$\text{Densitas air (27 }^\circ\text{C)} = 0,99652 \text{ Kg/L}$$

$$\text{Kebutuhan air karyawan} = 120 \times 0,99652 = 119,582 \text{ hari-orang}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 248 \text{ orang}$$

$$\text{Jam kerja karyawan} = 8 \text{ Jam/hari}$$

$$\text{Pemakaian air} = 119,582 \times \frac{248}{8}$$

$$= 3.707 \text{ Kg/Jam}$$

2. Air Untuk Kebutuhan Laboratorium dan Taman

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan, sehingga kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air} &= 50\% \times 3.707 \\ &= 1.854 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

3. Air Untuk Kebutuhan Pemadam Kebakaran dan Air Cadangan

Direncanakan kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan adalah sebesar 40% berlebih dari kebutuhan air karyawan, laboratorium dan taman, sehingga kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan cadangan adalah sebagai berikut

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air} &= 40\% \times (3.707 + 1.854) \\ &= 2.224 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan air untuk sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Etanol dari Syngas dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel. D.3. Data kebutuhan air sanitasi

No	Keperluan	Kebutuhan (Kg/Jam)
1	Karyawan	3.707
2	Laboratorium dan taman	1.854
3	Pemadam kebakaran	2.224
Total		7.785

Maka jumlah air yang harus di *supply* dalam Pra Rencana Pabrik Etanol dari Syngas dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel. D.3. Data kebutuhan air total

No	Keperluan	Kebutuhan (Kg/Jam)
1	Air umpan boiler	31.478
2	Air pendingin	1.944.093
3	Air sanitasi	7.785
Total		1.983.356

Mengingat kebutuhan air yang besar, maka untuk memenuhi kebutuhan air dalam Pra Rencana Pabrik Etanol dari Syngas ini, air yang digunakan adalah air sungai yang ada disekitar pabrik. Sebelum digunakan, air sungai tersebut terlebih dahulu harus diproses dengan tujuan agar air sesuai dengan peruntukan yang diharapkan baik sebagai air umpan boiler, air pendingin maupun air sanitasi. Adapun alat-alat yang dilakukan dalam pengolahan air sungai tersebut adalah sebagai berikut :

Peralatan yang digunakan dalam pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. Pompa Air Sungai (L-212)

Fungsi : Memompa air sungai ke bak penampung air sungai (bak sedimentasi)

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	= 1	atm	= 14,696	psia
Temperatur (T)	= 27	°C	= 300,15	K
Laju alir feed	= 1,983,356	Kg/Jam	= 4,372,552,0523	lb/Jam
Densitas	= 996,52	Kg/m ³	= 62,2107	lb/ft ³
Viskositas	= 8,549E-04	Pa.s	= 2,0680	lb/ft.Jam

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{4.372.552,0523}{62,2107} \\
 &= 70.286,1459 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 19,5239 \text{ ft}^3/\text{s} = 7.305,4903 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Trial jumlah pomp. = 4 buah

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{70.286,1459}{4} \\
 &= 17.571,5365 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 4,8810 \text{ ft}^3/\text{s} = 1.826,3726 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 4,8810^{0,45} \times 62,2107^{0,13} \\
 &= 13,6174 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka berdasarkan L. E. Brownell, nilai ID di standadisasi menjadi :

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 14 \text{ in} \quad \text{Sch} = 40 \\
 ID &= 13 \text{ in} = 1,08333 \text{ ft} \\
 OD &= 14 \text{ in} = 1,16667 \text{ ft} \\
 A &= 0,9215 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{17.571,5365}{0,9215} \\
 &= 19.068,4064 \text{ ft/jam} = 5,2968 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung N_{RE} , check jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 N_{RE} &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{1,0833 \times 19.068,4064 \times 62,2107}{2,0680} \\
 &= 6,2144E+05 \quad \text{asumsi aliran OK}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 1 \\
 \epsilon &= 4,6E-05 \\
 \epsilon/ID &= 0,0001 \\
 f &= 0,00360
 \end{aligned}$$

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	113,7500
Globe valve (WO)	1	300	325,0000
Total (ΔL)	-	-	488,7500

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus(ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$\begin{aligned}
 K_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \\
 &= 0,55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 \gg A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0
 \end{aligned}$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)$$

= 1 karena diasumsikan nilai $A_1 \gg A_2$ jadi $A_1/A_2 = 0$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada elbow 90°*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

<i>Friction</i>	Jumlah n	K	h (lb_f.ft/lb_m)	n × h (lb_f.ft/lb_m)
Pipa lurus	1	-	2,8325	2,8325
<i>Contraction loss</i>	1	0,55	0,2398	0,2398
Expansion loss	1	1	0,4360	0,4360
Elbow 90°	3	0,75	0,3270	0,9810
Globe valve (WO)	1	6	2,6160	2,6160
Total Friction (ΣF)	-	-	-	7,1054

direncanakan :

$$\Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \quad \text{tidak ada perubahan tekanan (} P_1 = P_2 \text{)}$$

maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{5,2968^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{10}{32,174} + 0 + 7,1054 + W_s = 0$$

$$W_s = 7,8522 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

Menentukan *Horse Power*

dari Timmerhouse diperoleh nilai $\eta = 90\%$

$$m = \text{laju alir feed} / \text{jumlah pompa}$$

$$= 4.372.552,0523 / 4$$

$$= 1.093.138,0131 \text{ lb/Jam} = 303,6494 \text{ lb/s}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times m}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{7,8522 \times 303,6494}{90\% \times 550}$$

$$= 4,8168 \text{ HP}$$

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhouse diperoleh nilai $\eta = 84\%$

$$\text{BHP} = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

$$= \frac{4,8168}{84\%}$$

$$= 5,7343 \text{ HP}$$

$$\text{daya pompa total} = \text{jumlah pompa} \times \text{BHP}$$

$$= 4 \times 5,7343$$

$$= 22,9371 \approx 23 \text{ HP}$$

$$= 17,1042 \text{ KW}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: Pompa
Type	: <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Cast Iron</i>
Kapasitas	: 70.286,1459 ft ³ /Jam
Power	: 23 HP
Jumlah	: 4 Buah

2. Bak Sedimentasi (F-213)

Fungsi : Tempat terjadinya proses pengendapan padatan dari air sungai.

Type : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

- Perhitungan :

$$\text{Laju alir feed} = 1.983.356 \quad \text{Kg/Jam} = 4.372.552,0523 \quad \text{lb/Jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \quad \text{Kg/m}^3 = 62,2107 \quad \text{lb/ft}^3$$

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{4.372.552,0523}{62,2107} \\ &= 70.286,1459 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 19,5239 \text{ ft}^3/\text{s} = 7.305,4903 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Waktu pengendapan (t) = 12 Jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= Q \times t \\ &= 70.286,1459 \times 12 \\ &= 843.433,7512 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total bak sedimentasi:

$$\begin{aligned} \text{Volume total storage} &= \frac{100\%}{80\%} \times 843.433,7512 \\ &= 1.054.292,1890 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan bak sedimentasi berbentuk persegi panjang dengan nilai perbandingan :

$$\text{panjang} \times \text{lebar} \times \text{tinggi} = 5 \times 3 \times 2$$

$$\text{Volume bak sedimentasi} = 30 X^3$$

$$1.054.292,1890 = 30 X^3$$

$$35.143,0730 = X^3$$

$$X = 16,3776 \text{ ft}$$

Jadi ukuran bak sedimentasi sesungguhnya :

$$\text{panjang} = 81,8879 \text{ ft} = 24,9594 \text{ m}$$

$$\text{lebar} = 49,1328 \text{ ft} = 14,9757 \text{ m}$$

$$\text{tinggi} = 32,7552 \text{ ft} = 9,9838 \text{ m}$$

Spesifikasi peralatan :

Bentuk : Bak persegi panjang
 Ukuran : 24,9594 × 14,9757 × 9,9838 m
 Volume : 1.054.292,1890 ft³
 Bahan konstruksi : Beton
 Jumlah : 1

3. Pompa Air Sedimentasi (L-214)

Fungsi : Memompa air dari bak sedimentasi ke bak *skimmer*
 Type : *Centrifugal*
 Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	= 1	atm	= 14,696	psia
Temperatur (T)	= 27	°C	= 300,15	K
Laju alir <i>feed</i>	= 1.983.356	Kg/Jam	= 4.372.552,0523	lb/Jam
Densitas	= 996,52	Kg/m ³	= 62,2107	lb/ft ³
Viskositas	= 8,549E-04	Pa.s	= 2,0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa
 Type : *Centrifugal Pump*
 Bahan konstruksi : *Cast Iron*
 Kapasitas : 70.286,1459 ft³/Jam
 Power : 23 HP
 Jumlah : 4 Buah

4. Bak Skimmer (F-215)

Fungsi : Untuk memisahkan kotoran yang mengapung dari air sungai
 Type : Bak persegi panjang
 Bahan : Beton bertulang

- Perhitungan :

Laju alir <i>feed</i>	= 1.983,356	Kg/Jam	= 4.372.552,0523	lb/Jam
Densitas	= 996,52	Kg/m ³	= 62,2107	lb/ft ³

Spesifikasi peralatan :

Bentuk : Bak persegi panjang
 Ukuran : 24,9594 × 14,9757 × 9,9838 m
 Volume : 1.054.292,1890 ft³
 Bahan konstruksi : Beton
 Jumlah : 1

5. Pompa Air Skimmer (L-216)

Fungsi : Memompa air dari bak *skimmer* ke *clarifier*
 Type : *Centrifugal*
 Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	= 1	atm	= 14,696	psia
Temperatur (T)	= 27	°C	= 300,15	K
Laju alir <i>feed</i>	= 1.983.356	Kg/Jam	= 4.372.552,0523	lb/Jam
Densitas	= 996,52	Kg/m ³	= 62,2107	lb/ft ³
Viskositas	= 8,549E-04	Pa.s	= 2,0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa
 Type : *Centrifugal Pump*
 Bahan konstruksi : *Cast Iron*
 Kapasitas : 70.286,1459 ft³/Jam
 Power : 23 HP
 Jumlah : 4 Buah

6. Tangki Clarifier (H-210)

Fungsi : Tempat terjadinya proses flokulasi yaitu dengan menambahkan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$) 30% sebanyak 80 ppm 0,8 Kg/m³

- Menentukan dimensi clarifier

Tekanan (P)	= 1	atm	= 14,696	psia
Temperatur (T)	= 27	°C	= 300,15	K
Laju alir <i>feed</i>	= 1.983.356	kg/Jam	= 4.372.552,0523	lb/Jam
Densitas	= 996,52	kg/m ³	= 62,2107	lb/ft ³

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{4.372.552,0523}{62,2107} \\
 &= 70.286,1459 \text{ ft}^3/\text{Jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,3333 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= Q \times t \\
 &= 70.286,1459 \times 0,33333 \\
 &= 23.428,7153 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Trial jumlah clarifier} = 6$$

$$\text{Volume tiap storage} = \frac{23.428,7153}{6} = 3.904,7859 \text{ ft}^3$$

Diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total clarifier

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total clarifier} &= \frac{100\%}{80\%} \times 3.904,7859 \\
 &= 4.880,9824 \text{ ft}^3 = 138,2139 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Kebutuhan alum = 30% dari volume air dengan total konsentrasi 80 ppm,
atau 80 mg tiap 1 L air = 0,08 kg/m³

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan alum} &= 30\% \times 138,2139 \times 0,08 \\
 &= 3,3171 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan alum setiap hari} &= \frac{24 \text{ jam/hari} \times 3,3171 \text{ kg}}{0,3333 \text{ jam}} \\
 &= 238,8336 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

- Menentukan Dimensi tangki clarifier :

Tria Ls = 3 × di dengan ketentuan hasil akhir Ls < 12 m dan di < 5 m

$$V_1 \text{ (volume silinder)} = \frac{\pi}{4} d^2 \cdot Ls$$

$$= 2,3550 d^3$$

$$V_2 \text{ (volume conical)} = \frac{\pi d^3}{24 \text{tg } \frac{1}{2} \alpha} \quad \alpha = 120^\circ$$

$$= 0,0756 d^3$$

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_1 + V_2 \\
 4.880,9824 &= 2,3550 d^3 + 0,0756 d^3 \\
 d^3 &= 2008,1596 \\
 d &= 12,6163 \text{ ft} = 3,8455 \text{ m} = 151,3959 \text{ in} \\
 R &= 6,3082 \text{ ft} = 75,6979 \text{ in} \\
 L_s &= 3 \times d_i \\
 &= 3 \times 12,6163 \\
 &= 37,8490 \text{ ft} = 11,5364 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi larutan dalam tangki :

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_1 (\text{volume silinde}) + V_2 (\text{volume conical}) \\
 4.880,9824 &= \frac{\pi}{4} d^2 \cdot L_s + \frac{\pi d^3}{24 \tan \frac{1}{2} \alpha} \\
 4.880,9824 &= 125,0131 L_s + 151,7666 \\
 L_s &= 37,8298 \text{ ft} = 11,5305 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- Menghitung tekanan design (Pi)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \times (L_s - 1)}{144} \\
 &= \frac{62,2107 \times (37,8298 - 1)}{144} \\
 &= 15,9112 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= P_{\text{feed}} - 1 \text{ atm} \\
 &= 1 - 1 \\
 &= 0 \text{ atm g}
 \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= (100\% + 5\%) \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\
 &= 105\% \times (0 + 15,9112) \\
 &= 16,7067 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan bahan yang digunakan :

SA 212 *grade* B dengan nilai $f = 17.500$

Jenis pengelasan *double welded butt joint* dengan nilai $E = 0,8$

Faktor korosi (C) = 1/16 in

Berdasarkan Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *vertical vessel*

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times R}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C \\
 &= \frac{16,7067}{17.500 \times 0,8 - 0,6 \times 16,7067} \times \frac{75,6979}{16} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1529 \text{ in} = \frac{2,4464}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + (2 \times t_s) \\
 &= 151,3959 + (2 \times 0,1875) \\
 &= 151,7709 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 156 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\
 &= 156 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 155,6250 \text{ in} = 3,9529 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_s &= 3 \times d_i \\
 &= 3 \times 155,6250 \\
 &= 466,8750 \text{ in} = 11,8586 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi tangki sesuai dengan ketentuan Gael Ulrich, maka trial yang dilakukan sesu

- Menentukan dimensi tutup bawah :

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{p \cdot d_i}{2 (f \cdot E - 0,6 p) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C \quad d_i = d_e \\
 &= \frac{16,7067}{2 (17.500 \times 0,8 - 0,6 \times 16,7067)} \times \frac{155,63}{0,5} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,2483 \text{ in} = \frac{3,9735}{16} \text{ in} \approx \frac{4}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_b &= \frac{\frac{1}{2} d}{\text{tg } \frac{1}{2} \alpha} \\
 &= \frac{\frac{1}{2} \times 155,63}{\text{tg } 60} = 44,9251 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi tutup bawah (hb)} + \text{Tinggi silinder (Ls)} \\
 &= 44,9251 + 466,88 \\
 &= 511,8001 \text{ in} = 12,9997 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- **Menentukan dimensi pengaduk**

Data - data perbandingan geometris sistem pengadukan standard diambil dari

Christie J. Geankoplis, hal. 144 antara lain :

$$\underline{D_a/D_t} = 0,5$$

$$\underline{W/D_a} = 1/5$$

$$\underline{L/D_a} = 1/4$$

$$\underline{C/D_t} = 1/3$$

$$\underline{J/D_t} = 1/12$$

Dimana :

D_t = Diameter dalam tangki

D_a = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = Lebar baffle

- **Menentukan Diameter Pengaduk**

$$\underline{D_a/D_t} = 0,5$$

$$\begin{aligned} \underline{D_a} &= 0,5 \quad \underline{D_t} \\ &= 0,5 \quad \times \quad 155,63 \text{ in} \\ &= 77,8125 \text{ in} \quad = \quad 1,98 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Menentukan Lebar Pengaduk**

$$\underline{W/D_a} = 1/5$$

$$\begin{aligned} \underline{W} &= 1/5 \quad \underline{D_a} \\ &= 1/5 \quad \times \quad 77,8125 \text{ in} \\ &= 15,5625 \text{ in} \quad = \quad 0,40 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Menentukan Panjang Pengaduk**

$$\underline{L/D_a} = 1/4$$

$$\begin{aligned} \underline{L} &= 1/4 \quad \underline{D_a} \\ &= 1/4 \quad \times \quad 15,5625 \text{ in} \\ &= 3,8906 \text{ in} \quad = \quad 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$\begin{aligned} C/Dt &= 1/3 \\ C &= 1/3 \quad Dt \\ &= 1/3 \times 155,63 \text{ in} \\ &= 51,8698 \text{ in} = 1,32 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Lebar Baffle

$$\begin{aligned} J/Dt &= 1/12 \\ J &= 1/12 \quad Dt \\ &= 1/12 \times 155,63 \text{ in} \\ &= 12,9688 \text{ in} = 0,33 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan Da/W hal 145 Christie J. Geankoplis didapatkan bahwa

$Da/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis :

Flat Six Blade Turbin with disk

- Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned} N_p &= \frac{\text{Tinggi liquid dalam silinder}}{2 Da^2} \\ &= \frac{11,5305}{7,8126} \\ &= 1,4759 \approx 2 \text{ buah} \end{aligned}$$

- Penghitungan Daya Pengaduk

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

(Christie J. Geankoplis. 1997, hal 144)

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5}{gc}$$

Dimana

N = Putaran pengaduk

Da = Diameter Impeller (ft)

P = Daya motor (lb.ft/detik)

ρ = 62,2107 lb/ft³

μ = 0,0345 lb/ft.menit

Direncanakan putaran pengaduk (N) = 25 rpm

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \\
 &= \frac{42,0471 \text{ ft}^2 \times 0,4167 \times 62,2107 \text{ lb/ft}^3}{0,0345 \text{ lbm/ft.menit}} \\
 &= 3,1623E+04
 \end{aligned}$$

Dari nilai N_{Re} dapat diketahui bahwa alirannya adalah turbulen karena > 2100

Dari halaman 145 Geankoplis didapatkan Number Power (N_p) 4

$$N_p = \frac{P \times g_c}{\rho \times N^3 \times Da^5}$$

maka :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{\rho \times N^3 \times Da^5 \times N_p}{g_c} \\
 &= \frac{62,2107 \times 0,0723 \times 11464,1171 \times 4}{32,174} \\
 &= 6.413,9723 \text{ lbf/s} \\
 &= 11,6618 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- *Gain losses* (Kebocoran daya pada proses dan *bearing*) diperkirakan 0,1 dari daya masuk.
- *Tranmission System Losses* (kebocoran *belt* atau *gear*) diperkirakan 0,2 dari daya masuk.

$$\begin{aligned}
 \text{HP yang dibutuhkan} &= (0,1 + 0,2) P + P \\
 &= (0,3 \times 11,6618) + 11,6618 \\
 &= 15,1603 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total HP} = 6 \times 15,1603 = 90,9618 \text{ HP} \approx 91 \text{ HP}$$

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Tempat terjadinya proses flokulasi yaitu dengan menambahkan alum ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$) 30% sebanyak 80 ppm 0,8 Kg/m³

Bentuk : Tangki silinder dengan tutup bawah conical

Bahan Konstruksi : SA 212 grade B

<u>Dimensi</u>	:	<u>di</u>	=	155,6250	in			
		<u>do</u>	=	156	in	<u>Ls</u>	=	466,8750 in
		<u>ts</u>	=	$\frac{3}{16}$	in	<u>icr</u>	=	9,3375 in
		<u>t_{hb}</u>	=	$\frac{4}{16}$	in	<u>R</u>	=	77,8125 in
		<u>h_b</u>	=	44,9251	in	<u>sf</u>	=	1½ in

Tinggi tangki : 511,8001 in

Diameter impeller : 77,8125 in

Lebar impeller : 15,5625 in

Jumlah : 6 buah

Daya motor : 91 HP

7. *Sand Filter* (H-221)

Fungsi : Tempat untuk menghilangkan warna, rasa dan bau air sungai.

Tekanan (P) = 1 atm = 14,696 psia

Temperatur (T) = 27 °C = 300,15 K

Laju alir feed = 1.983.356 kg/Jam = 4.372.552,0523 lb/Jam

Densitas = 996,52 kg/m³ = 62,2107 lb/ft³

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{4.372.552,0523}{62,2107} \\
 &= 70.286,1459 \text{ ft}^3/\text{Jam}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 0,3333 jam

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= Q \times t \\
 &= 70.286,1459 \times 0,3333 \\
 &= 23.428,7153 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total *sand filter*

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total air} &= \frac{100\%}{80\%} \times 23.428,7153 \\
 &= 29.285,8941 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume ruang kosong} &= 20\% \times 29.285,8941 \\ &= 5.857,1788 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume total} = V_{\text{padatan}} + V_{\text{air}}$$

- Menentukan volume padatan

$$\text{Porositas} = V_{\text{ruang kosong}} / (V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{padatan}})$$

$$\text{diasumsikan porositas} = 0,4$$

$$0,4 = \frac{5.857,1788}{5.857,1788 + V_{\text{padatan}}}$$

$$V_{\text{padatan}} = 8.785,7682 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi total storage} &= 8.785,7682 + 29.285,8941 \\ &= 38.071,6624 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Jumlah tangki} = 9$$

$$\text{Volume tiap tangki} = \frac{38.071,6624}{9} = 4.230,1847 \text{ ft}^3$$

Direncanakan berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head* maka :

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} d^2 \cdot L_s$$

$$V_{\text{ta}} = V_{\text{tb}} = 0,0847 \text{ di}^3$$

$$V_{\text{tutup}} = 0,1694 \text{ di}^3$$

Jika $L_s = 1/2 \times d_i$ dengan ketentuan hasil akhir $L_s < 4 \text{ m}$ dan $d_i < 12 \text{ m}$ maka :

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} d^2 \cdot L_s + 0,1694 \text{ di}^3$$

$$4.230,1847 = 0,3927 \text{ di}^3 + 0,1694 \text{ di}^3$$

$$4.230,1847 = 0,5621 \text{ di}^4$$

$$d^3 = 7.525,6923 \text{ ft}^3$$

$$d = 19,5967 \text{ ft} = 5,9731 \text{ m} = 235,1600 \text{ in}$$

$$R = 9,7983 \text{ ft} = 117,5800 \text{ in}$$

$$L_s = 0,5 \times d_i$$

$$= 0,5 \times 19,5967$$

$$= 9,7983 \text{ ft} = 2,98653 \text{ m}$$

- Menentukan tinggi larutan dalam tangki :

$$V_T = V_1 (\text{volume silinde}) + V_2 (\text{tutup bawah})$$

$$4.230,1847 = \frac{\pi}{4} d^2 \cdot Lls + 0,1694 d^3$$

$$4.230,1847 = 301,6159 Lls + 1,274,8523$$

$$Lls = 9,7983 \text{ ft} = 2,98653 \text{ m}$$

- Menghitung tekanan design (Pi)

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times (Lls - 1)}{144}$$

$$= \frac{62,2107 \times (9,7983 - 1)}{144}$$

$$= 3,8010 \text{ psig}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{feed}} - 1 \text{ atm}$$

$$= 1 - 1$$

$$= 0 \text{ atm g}$$

untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$= 105\% \times (0 + 3,8010)$$

$$= 3,9911 \text{ psig}$$

Diasumsikan bahan yang digunakan :

SA 212 grade B dengan nilai $f = 17.500$

Jenis pengelasan *double welded butt joint* dengan nilai $E = 0,8$

Faktor korosi (C) = $1/16 \text{ in}$

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *vertical vessel*

$$t_s = \frac{p \times R}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C$$

$$= \frac{3,9911 \times 117,5800}{17.500 \times 0,8 - 0,6 \times 3,9911} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0960 \text{ in} = \frac{1,5364}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + (2 \times t_s) \\
 &= 235,1600 + (2 \times 0,1875) \\
 &= 235,5350 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 240 \text{ in} \\
 d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\
 &= 240 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 239,6250 \text{ in} = 6,0865 \text{ m} \\
 L_s &= 0,5 \times d_i \\
 &= 0,5 \times 239,6250 \\
 &= 119,8125 \text{ in} = 3,04324 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi tangki sesuai dengan ketentuan Gael Ulrich, maka trial yang dilakukan sesu menentukan tebal tutup *standard dished*

$$\begin{aligned}
 t_H &= \frac{0,855 \times p \times R}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\
 &= \frac{0,8550 \times 3,9911 \times 119,8125}{17.500 \times 0,8 - 0,1 \times 3,9911} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0917 \text{ in} = \frac{1,4673}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

menentukan panjang *horizontal vessel*

dari Brownel & Young ditentukan untuk menentukan nilai H

$$\begin{aligned}
 AB &= 105,4350 \text{ in} \\
 BC &= 225,2475 \text{ in} \\
 b &= 40,5775 \text{ in} \\
 H &= t_H + b + s_f \\
 &= 0,1875 + 40,5775 + 1,5 \\
 &= 42,2650 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki} &= L_s + (2 \times H) \\
 &= 119,8125 + (2 \times 42,265) \\
 &= 204,3426 \text{ in} = 5,1903 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Tempat untuk menghilangkan warna, rasa dan bau air sungai

Bentuk : *Horizontal silinder*

Bahan Konstruksi : SA 212 grade B

Dimensi : $d_i = 239,6250$ in
 $d_o = 240$ in $L_s = 119,8125$ in
 $t_s = \frac{3}{16}$ in $i_{cr} = 14,3775$ in
 $t_{hb} = \frac{3}{16}$ in $R = 119,8125$ in
 $H = 42,2650$ in $sf = 1\frac{1}{2}$ in

Tinggi tangki : 204,3426 in

Jumlah tangki : 9 buah

8. Bak Air Bersih (F-222)

Fungsi : Untuk menampung air bersih dari tangki *sand filter*

Type : Bak persegi panjang

Bahan : *Beton bertulang*

- **Perhitungan** :

Laju alir feed = 1.983.356 Kg/Jam = 4.372.552,0523 lb/Jam

Densitas = 996,52 Kg/m³ = 62,2107 lb/ft³

Spesifikasi peralatan :

Bentuk : Bak persegi panjang

Ukuran : 24,9594 × 14,9757 × 9,9838 m

Volume : 1.054.292,1890 ft³

Bahan konstruksi : *Beton*

Jumlah : 1

9. Pompa Air Bersih ke Kation Exchanger (L-223)

Fungsi : Memompa air bersih dari bak air bersih ke kation exchanger

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- **Perhitungan** :

Tekanan (P) = 1 atm = 14,696 psia

Temperatur (T) = 27 °C = 300,15 K

Laju alir <i>feed</i>	= 31.478	Kg/Jam = 69.396,4416	lb/Jam
Densitas	= 996,52	Kg/m ³ = 62,2107	lb/ft ³
Viskositas	= 8,549E-04	Pa.s = 2,0680	lb/ft.Jam

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{69.396,4416}{62,2107} \\
 &= 1.115,5061 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,3099 \text{ ft}^3/\text{s} = 115,9449 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Trial jumlah pomp = 1 buah

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{1.115,5061}{1} \\
 &= 1.115,5061 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,3099 \text{ ft}^3/\text{s} = 115,9449 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,3099^{0,45} \times 62,2107^{0,13} \\
 &= 3,9382 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka berdasarkan L. E. Brownell, nilai ID di standadisasi menjadi :

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 4 \text{ in} \quad Sch = 40 \\
 ID &= 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft} \\
 OD &= 4,5 \text{ in} = 0,375 \text{ ft} \\
 A &= 0,0884 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{1.115,5061}{0,0884} \\
 &= 12.618,4506 \text{ ft/jam} = 3,5051 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung N_{RE} , check jenis aliran :

$$N_{RE} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,3355 \times 12.618,4506 \times 62,2107}{2,0680}$$

$$= 1,2736E+05 \quad \text{asumsi aliran OK}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

$$\alpha = 1$$

$$\varepsilon = 4,6E-05$$

$$\varepsilon/ID = 0,0004$$

$$f = 0,00490$$

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	35,2275
Globe valve (WO)	1	300	100,6500
Total (ΔL)	-	-	185,8775

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus(ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$= 0,55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 \gg A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)$$

$$= 1 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_1 \gg A_2 \text{ jadi } A_1/A_2 = 0$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada elbow 90°

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada globe valve wide open

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

<i>Friction</i>	Jumlah n	K	h (lb _f .ft/lb _m)	n × h (lb _f .ft/lb _m)
Pipa lurus	1	-	2,0733	2,0733
<i>Contraction loss</i>	1	0,55	0,1050	0,1050
<i>Expansion loss</i>	1	1	0,1909	0,1909
Elbow 90°	3	0,75	0,1432	0,4296
Globe valve (WO)	1	6	1,1456	1,1456
Total Friction (ΣF)	-	-	-	3,9444

Direncanakan :

$$\Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \quad \text{tidak ada perubahan tekanan (P}_1 = P_2)$$

Maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2 \alpha g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{3,5051^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{10}{32,174} + 0 + 3,9444 + W_s = 0$$

$$W_s = 4,4461 \text{ lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

Menentukan Horse Power

dari Timmerhouse diperoleh nilai $\eta = 66\%$

$$m = \text{laju alir feed / jumlah pompa}$$

$$= 69.396,4416 \quad / \quad 1$$

$$= 69.396,4416 \text{ lb/Jam} = 19,2768 \text{ lb/s}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times m}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{4,4461}{66\%} \times \frac{19,2768}{550}$$

$$= 0,2361 \text{ HP}$$

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhouse diperoleh nilai $\eta = 80\%$

$$\text{BHP} = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

$$= \frac{0,2361}{80\%}$$

$$= 0,2951 \text{ HP}$$

$$\text{Daya pompa total} = \text{jumlah pompa} \times \text{BHP}$$

$$= 1 \times 0,2951$$

$$= 0,2951 \approx 1 \text{ HP}$$

$$= 0,2201 \text{ KW}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: Pompa
Type	: <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Cast Iron</i>
Kapasitas	: 1.115,5061 ft ³ /Jam
Power	: 1 HP
Jumlah	: 1 Buah

10. Kation *Exchanger* (D-220A)

Fungsi : Menghilangkan ion - ion positif penyebab kesadahan air

Resin yang digunakan adalah hidrogen exchanger (H₂Z). Dimana tiap m³ H₂Z menghilangkan 6500 - 9000 gram hardness. Direncanakan H₂Z dengan kapasitas 7500 g/m³.

Tekanan (P)	= 1	atm	= 14,696	psia
Temperatur (T)	= 27	°C	= 300,15	K
Laju alir feed	= 31.478	kg/Jam	= 69.396,4416	lb/Jam
Densitas	= 996,52	kg/m ³	= 62,2107	lb/ft ³

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{69.396,4416}{62,2107} \\
 &= 1.115,5061 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,3099 \text{ ft}^3/\text{s} = 115,9449 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Trial jumlah tangki = 1

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{1.115,5061}{1} \\
 &= 1.115,5061 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,3099 \text{ ft}^3/\text{s} = 115,9449 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished*, dengan :

$$\text{Kecepatan air (v)} = 3,1676 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\text{Luas penampang bed (A)} = \frac{Q}{v} = \frac{115,9449}{3,167600119} = 36,6034 \text{ ft}^2$$

$$A = 1/4\pi \times d^2$$

$$36,6034 = 0,7854 d^2$$

$$d = 6,82678 \text{ ft} = 2,0808 \text{ m} \leq 4\text{m} \quad \text{OK}$$

$$\text{Tinggi bed} = 8,32321 \text{ m} = 27,3071 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \text{Luas bed} \times \text{tinggi} \\
 &= 36,6034 \times 27,3071 \\
 &= 999,5325 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan :

$$H = 5 d$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 H &= 5 \times 6,82678 \\
 &= 34,1339 \text{ ft} = 10,4040 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \text{Luas} \times \text{tinggi} \\
 &= 36,6034 \times 34,1339 \\
 &= 1.249,4156 \text{ ft}^3 = 35,3795 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Asumsi :

Tiap 1 gallon air mengandung 20 grain kation, maka :

$$\begin{aligned} \text{kandungan kation dalam air} &= 115,9449 \times 20 \\ &= 2.318,8976 \text{ grain/menit} \\ &= 139.133,8583 \text{ grain/jam} \end{aligned}$$

Dalam 35,3795 m³ H₂Z dapat menghilangkan hardness sebanyak :

$$\begin{aligned} 35,3795 \times 7500 \text{ g/m}^3 &= 265.346,0663 \text{ gram} \\ &= 584,988 \text{ lb} \times 7000 \text{ grain/lb} \\ &= 4.094.916,126 \text{ grain} \end{aligned}$$

$$\text{Umur resin} = \frac{4.094.916,13}{139.133,8583} = 29,4315 \text{ jam} \approx 30 \text{ jam}$$

Jadi setelah 30 jam resin harus diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat dan asam klorida

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Menghilangkan ion - ion positif penyebab kesadahan air.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah dengan bentuk *standard dished*.

Diameter : 6,8268 ft

Tinggi : 34,1339 ft

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : SA 212 grade B

11. Anion Exchanger (D-220B)

Fungsi : Menghilangkan ion - ion negatif penyebab kesadahan air

Resin yang digunakan adalah hidrogen DOH. Dimana tiap m³ DOH menghilangkan 6500 - 9000 gram hardness. Direncanakan DOH dengan kapasitas 7500 g/m³.

Tekanan (P) = 1 atm = 14,696 psia

Temperatur (T) = 27 °C = 300,15 K

Laju alir feed = 31.478 kg/Jam = 69.396,4416 lb/Jam

Densitas = 996,52 kg/m³ = 62,2107 lb/ft³

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{69.396,4416}{62,2107} \\
 &= 1.115,5061 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,3099 \text{ ft}^3/\text{s} = 115,9449 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Trial jumlah tangki = 1

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{1.115,5061}{1} \\
 &= 1.115,5061 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,3099 \text{ ft}^3/\text{s} = 115,9449 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah
berbentuk standard dished, dengan :

$$\text{Kecepatan air (v)} = 3,1676 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\text{Luas penampang bed (A)} = \frac{Q}{v} = \frac{115,9449}{3,167600119} = 36,6034 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 A &= 1/4\pi \times d^2 \\
 36,6034 &= 0,7854 d^2 \\
 d &= 6,82678 \text{ ft} = 2,0808 \text{ m} \leq 4\text{m} \quad \text{OK}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi bed} = 8,32321 \text{ m} = 27,3071 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \text{Luas bed} \times \text{tinggi} \\
 &= 36,6034 \times 27,3071 \\
 &= 999,5325 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan :

$$H = 5 d$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 H &= 5 \times 6,82678 \\
 &= 34,1339 \text{ ft} = 10,4040 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \text{Luas} \times \text{tinggi} \\
 &= 36,6034 \times 34,1339 \\
 &= 1.249,4156 \text{ ft}^3 = 35,3795 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Asumsi :

Tiap 1 gallon air mengandung 20 grain kation, maka :

$$\begin{aligned} \text{kandungan kation dalam air} &= 115,9449 \times 20 \\ &= 2.318,8976 \text{ grain/menit} \\ &= 139,133,8583 \text{ grain/jam} \end{aligned}$$

Dalam 35,3795 m³ H₂Z dapat menghilangkan hardness sebanyak :

$$\begin{aligned} 35,3795 \times 7500 \text{ g/m}^3 &= 265.346,0663 \text{ gram} \\ &= 584,988 \text{ lb} \times 7000 \text{ grain/lb} \\ &= 4.094,916,126 \text{ grain} \end{aligned}$$

$$\text{Umur resin} = \frac{4.094.916,13}{139.133,8583} = 29,4315 \text{ jam} \approx 30 \text{ jam}$$

Jadi setelah 30 jam resin harus diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat dan asam klorida

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Menghilangkan ion - ion negatif penyebab kesadahan air.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah dengan bentuk *standard dished*.

Diameter : 6,8268 ft

Tinggi : 34,1339 ft

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : SA 212 grade B

12. Bak Air Lunak (F-231)

Fungsi : Tempat menampung air bersih bebas *hardness* untuk umpan *boiler*

Type : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

- Perhitungan :

$$\text{Laju alir } \textit{feed} = 31.478 \text{ Kg/Jam} = 69.396,4416 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2107 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir } \textit{feed}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{69.396,4416}{62,2107}$$

$$= 1.115,5061 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,3099 \text{ ft}^3/\text{s} = 115,9449 \text{ gpm}$$

Waktu pengendapan (t) = 12 Jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= Q \times t \\ &= 1.115,5061 \times 12 \\ &= 13.386,0730 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total bak air lunak

$$\begin{aligned} \text{Volume total storage} &= \frac{100\%}{80\%} \times 13.386,0730 \\ &= 16.732,5913 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan bak air lunak berbentuk persegi panjang dengan nilai perbandingan :

$$\text{panjang} \times \text{lebar} \times \text{tinggi} = 5 \times 3 \times 2$$

$$\text{Volume bak air lunak} = 30 X^3$$

$$16.732,5913 = 30 X^3$$

$$557,7530 = X^3$$

$$X = 8,2315 \text{ ft}$$

Jadi ukuran bak air lunak sesungguhnya :

$$\text{Panjang} = 41,1577 \text{ ft} = 12,5449 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 24,6946 \text{ ft} = 7,5269 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 16,4631 \text{ ft} = 5,0179 \text{ m}$$

Spesifikasi peralatan :

Bentuk : Bak persegi panjang

Ukuran : 12,5449 × 7,5269 × 5,0179 m

Volume : 16.732,5913 ft³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

13. Pompa Air ke Deaerator (L-232)

Fungsi : Memompa air lunak ke dalam deaerator

Type : Centrifugal

Bahan : Cast Iron

- Perhitungan :

Tekanan (P)	= 1	atm	= 14,696	psia
Temperatur (T)	= 27	°C	= 300,15	K
Laju alir <i>feed</i>	= 31.478	Kg/Jam	= 69.396,4416	lb/Jam
Densitas	= 996,52	Kg/m ³	= 62,2107	lb/ft ³
Viskositas	= 8,549E-04	Pa.s	= 2,0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: Pompa
Type	: <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Cast Iron</i>
Kapasitas	: 1.115,5061 ft ³ /Jam
Power	: 1 HP
Jumlah	: 1 Buah

14. Deaerator (D-233)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas impuritis dalam air umpan boiler
dengan menggunakan panas dari *steam*

Tipe : Silinder horizontal

Tekanan (P)	= 1	atm	= 14,696	psia
Temperatur (T)	= 27	°C	= 300,15	K
Laju alir <i>feed</i>	= 31.478	kg/Jam	= 69.396,4416	lb/Jam
Densitas	= 996,52	kg/m ³	= 62,2107	lb/ft ³

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{69.396,4416}{62,2107} \\
 &= 55,7753 \text{ ft}^3/\text{Jam}
 \end{aligned}$$

Trial jumlah tangki = 1

$$\text{Volume tiap tangki} = \frac{55,7753}{1} = 55,7753 \text{ ft}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,3333 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= Q \times t \\ &= 55,7753 \times 0,33333 \\ &= 18,5918 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diperkirakan air akan mengisi sebanyak 70% volume total tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume total tangki} &= \frac{100\%}{70\%} \times 18,5918 \\ &= 26,5597 \text{ ft}^3 = 0,7521 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Menentukan Dimensi tangki :

$$\text{Tria } L_s = 3 \times d_i \quad \text{dengan ketentuan hasil akhir } L_s < 20 \text{ m dan } d_i < 4 \text{ m}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} d^2 \cdot L_s$$

$$V_{ta} = V_{tb} = 0,0847 \text{ di}^3$$

$$V_{tutup} = 0,1694 \text{ di}^3$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} d^2 \cdot L_s + 0,1694 \text{ di}^3$$

$$26,5597 = 2,3562 \text{ di}^3 + 0,1694 \text{ di}^3$$

$$26,5597 = 2,5256 \text{ di}^4$$

$$d^3 = 10,5162 \text{ ft}^3$$

$$d = 2,1909 \text{ ft} = 0,6678 \text{ m} = 26,2906 \text{ in}$$

$$R = 1,0954 \text{ ft} = 13,1453 \text{ in}$$

$$L_s = 3 \times d_i$$

$$= 3 \times 2,1909$$

$$= 6,5727 \text{ ft} = 2,00335 \text{ m}$$

- Menentukan tinggi larutan dalam tangki :

$$V_T = V_1 (\text{volume silinde}) + V_2 (\text{tutup bawah})$$

$$26,5597 = \frac{\pi}{4} d^2 \cdot L_{ls} + 0,1694 \text{ di}^3$$

$$26,5597 = 3,7699 \text{ Lls} + 1,7814$$

$$L_{ls} = 6,5727 \text{ ft} = 2,00335 \text{ m}$$

- Menghitung tekanan design (Pi)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \times (L_s - 1)}{144} \\
 &= \frac{62,2107 \times (6,5727 - 1)}{144} \\
 &= 2,4075 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= P_{\text{feed}} - 1 \text{ atm} \\
 &= 1 - 1 \\
 &= 0 \text{ atm g}
 \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= (100\% + 5\%) \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\
 &= 105\% \times (0 + 2,4075) \\
 &= 2,5279 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan bahan yang digunakan :

SA 212 grade B dengan nilai $f = 17,500$

Jenis pengelasan *double welded butt joint* dengan nilai $E = 0,8$

Faktor korosi (C) = $1/16$ in

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *vertical vessel*

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times R}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C \\
 &= \frac{2,5279 \times 13,1453}{17.500 \times 0,8 - 0,6 \times 2,5279} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0649 \text{ in} = \frac{1,0380}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + (2 \times t_s) \\
 &= 26,2906 + (2 \times 0,1875) \\
 &= 26,6656 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 28 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\
 &= 28 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 27,6250 \text{ in} = 0,7017 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_s &= 3 \times d_i \\
 &= 3 \times 27,6250 \\
 &= 82,8750 \text{ in} = 2,10503 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi tangki sesuai ketentuan Gael Ulrich, maka trial yang dilakukan sesuai

Menentukan tebal tutup *standard dished*

$$\begin{aligned}
 t_H &= \frac{0,855 \times p \times R}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\
 &= \frac{0,8550 \times 2,5279 \times 13,8125}{17.500 \times 0,8 - 0,1 \times 2,5279} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0646 \text{ in} = \frac{1,0341}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan panjang *horizontal vessel*

Berdasarkan Brownel & Young ditentukan untuk menentukan nilai H

$$\begin{aligned}
 AB &= 12,1550 \text{ in} \\
 BC &= 25,9675 \text{ in} \\
 b &= 4,6780 \text{ in} \\
 H &= t_H + b + s_f \\
 &= 0,1875 + 4,6780 + 1,5 \\
 &= 6,3655 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang tangk} &= L_s + (2 \times H) \\
 &= 82,8750 + (2 \times 6,3655) \\
 &= 95,6059 \text{ in} = 2,42839 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Menghilangkan gas-gas impuritis dalam air umpan boiler dengan menggunakan panas dari steam

Bentuk : *Horizontal silinder*

Bahan Konstruksi : SA 212 grade B

Dimensi :

$d_i = 27,6250$	in	$L_s = 82,8750$	in
$d_o = 28$	in	$i_{cr} = 1,6575$	in
$t_s = \frac{3}{16}$	in	$R = 13,8125$	in
$t_{hb} = \frac{3}{16}$	in	$sf = 1\frac{1}{2}$	in
$H = 6,3655$	in		

Panjang tangki : 95,6059 in

Jumlah tangki : 1 buah

15. Pompa Air ke Boiler (L-234)

Fungsi : Memompa air ke boiler

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

<u>Tekanan (P)</u>	= 1	atm	= 14,696	psia
<u>Temperatur (T)</u>	= 27	°C	= 300,15	K
<u>Laju alir feed</u>	= 31.478	Kg/Jam	= 69.396,4416	lb/Jam
<u>Densitas</u>	= 996,52	Kg/m ³	= 62,2107	lb/ft ³
<u>Viskositas</u>	= 8,549E-04	Pa.s	= 2,0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa

Type : *Centrifugal Pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Kapasitas : 1.115,5061 ft³/Jam

Power : 1 HP

Jumlah : 1 Buah

16. Pompa Air Bersih ke Bak Air Pendingin (L-241)

Fungsi : Memompa air bersih ke bak penampung air pendingin

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast iron*

- Perhitungan :

<u>Tekanan (P)</u>	= 1	atm	= 14,696	psia
<u>Temperatur (T)</u>	= 27	°C	= 300,15	K
<u>Laju alir feed</u>	= 1.944.093	Kg/Jam	= 4.285.993,0309	lb/Jam
<u>Densitas</u>	= 996,52	Kg/m ³	= 62,2107	lb/ft ³
<u>Viskositas</u>	= 8,549E-04	Pa.s	= 2,0680	lb/ft.Jam

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{4.285.993,0309}{62,2107} \\
 &= 68.894,7617 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 19,1374 \text{ ft}^3/\text{s} = 7.160,8708 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Trial jumlah pomp. = 4 buah

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{68.894,7617}{4} \\
 &= 17.223,6904 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 4,7844 \text{ ft}^3/\text{s} = 1.790,2177 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 4,7844^{0,45} \times 62,2107^{0,13} \\
 &= 13,4955 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka berdasarkan L. E. Brownell, nilai ID di standadisasi menjadi :

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 14 \text{ in} \quad \text{Sch} = 40 \\
 ID &= 13 \text{ in} = 1,08333 \text{ ft} \\
 OD &= 14 \text{ in} = 1,16667 \text{ ft} \\
 A &= 0,9215 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{17.223,6904}{0,9215} \\
 &= 18.690,9283 \text{ ft/jam} = 5,1919 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung N_{RE} , check jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 N_{RE} &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{1,0833 \times 18.690,9283 \times 62,2107}{2,0680} \\
 &= 6,0914E+05 \quad \text{asumsi aliran OK}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

$$\begin{aligned}\alpha &= 1 \\ \epsilon &= 4,6E-05 \\ \epsilon/ID &= 0,0001 \\ f &= 0,00360\end{aligned}$$

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	113,7500
Globe valve (WO)	1	300	325,0000
Total (ΔL)	-	-	488,7500

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus (ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$\begin{aligned}K_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \\ &= 0,55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 \gg A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0 \\ h_c &= \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}\end{aligned}$$

- *Expansion loss*

$$\begin{aligned}K_{ex} &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \\ &= 1 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_1 \gg A_2 \text{ jadi } A_1/A_2 = 0 \\ h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}\end{aligned}$$

- *Friction* pada elbow 90°

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction pada globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

<i>Friction</i>	Jumlah n	K	h (lb_f.ft/lb_m)	n × h (lb_f.ft/lb_m)
Pipa lurus	1	-	2,7215	2,7215
<i>Contraction loss</i>	1	0,55	0,2304	0,2304
<i>Expansion loss</i>	1	1	0,4189	0,4189
Elbow 90°	3	0,75	0,3142	0,9425
Globe valve (WO)	1	6	2,5135	2,5135
Total Friction (ΣF)	-	-	-	6,8268

direncanakan :

$$\Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \quad \text{tidak ada perubahan tekanan (P}_1 = P_2)$$

maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{5,1919^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{10}{32,174} + 0 + 6,8268 + W_s = 0$$

$$W_s = 7,5566 \text{ lb}_f.\text{ft/lb}_m$$

Menentukan Horse Power

dari Timmerhouse diperoleh nilai $\eta = 89\%$

$$m = \text{laju alir feed} / \text{jumlah pompa}$$

$$= 4.285.993,0309 / 4$$

$$= 1.071.498,2577 \text{ lb/Jam} = 297,6384 \text{ lb/s}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times m}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{7,5566 \times 297,6384}{89\% \times 550}$$

$$= 4,5947 \text{ HP}$$

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhouse diperoleh nilai $\eta = 84\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{4,5947}{84\%} \\ &= 5,4699 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{daya pompa total} &= \text{jumlah pompa} \times \text{BHP} \\ &= 4 \times 5,4699 \\ &= 21,8797 \approx 22 \text{ HP} \\ &= 16,3157 \text{ KW} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	: Pompa
Type	: <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 68.894,7617 ft ³ /Jam
Power	: 22 HP
Jumlah	: 4 Buah

17. Bak Air Pendingin(F-242)

Fungsi : Tempat menampung air pendingin

Type : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

- Perhitungan :

$$\text{Laju alir feed} = 1.944.093 \text{ Kg/Jam} = 4.285.993,0309 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2107 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{4.285.993,0309}{62,2107}$$

$$= 68.894,7617 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 19,1374 \text{ ft}^3/\text{s} = 7.160,8708 \text{ gpm}$$

Waktu pengendapan (t) = 12 Jam

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air} &= Q \times t \\
 &= 68.894,7617 \times 12 \\
 &= 826.737,1403 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total bak air pending

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total storage} &= \frac{100\%}{80\%} \times 826.737,1403 \\
 &= 1.033.421,4254 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan bak sedimentasi berbentuk persegi panjang dengan nilai perbandingan :

$$\begin{aligned}
 \text{panjang} \times \text{lebar} \times \text{tinggi} &= 5 \times 3 \times 2 \\
 \text{Volume bak air pendingin} &= 30 X^3 \\
 1.033.421,4254 &= 30 X^3 \\
 34.447,3808 &= X^3 \\
 X &= 16,2688 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Jadi ukuran bak air pendingin sesungguhnya :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 81,3440 \text{ ft} = 24,7936 \text{ m} \\
 \text{Lebar} &= 48,8064 \text{ ft} = 14,8762 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 32,5376 \text{ ft} = 9,9175 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

<u>Bentuk</u>	:	Bak persegi panjang
<u>Ukuran</u>	:	24,7936 × 14,8762 × 9,9175 m
<u>Volume</u>	:	1.033.421,4254 ft ³
<u>Bahan konstruksi</u>	:	Beton
<u>Jumlah</u>	:	1

18. Pompa Air Pendingin ke Peralatan Proses (L-243)

Fungsi : Memompa air pendingin ke peralatan proses

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan (P)} &= 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia} \\
 \text{Temperatur (T)} &= 27 \text{ }^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

<u>Laju alir feed</u>	=	1.944.093	Kg/Jam	=	4.285.993,0309	lb/Jam
<u>Densitas</u>	=	996,52	Kg/m ³	=	62,2107	lb/ft ³
<u>Viskositas</u>	=	8,549E-04	Pa.s	=	2,0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

<u>Nama alat</u>	:	Pompa
<u>Type</u>	:	<i>Centrifugal Pump</i>
<u>Bahan konstruksi</u>	:	<i>Cast Iron</i>
<u>Kapasitas</u>	:	68.894,7617 ft ³ /Jam
<u>Power</u>	:	22 HP
<u>Jumlah</u>	:	4 Buah

19. Pompa Air Pendingin ke *Cooling Tower* (L-244)

<u>Fungsi</u>	:	Memompa air pendingin dari peralatan proses ke <i>cooling tower</i>
<u>Type</u>	:	<i>Centrifugal</i>
<u>Bahan</u>	:	<i>Cast Iron</i>

- Perhitungan :

<u>Tekanan (P)</u>	=	1	atm	=	14,696	psia
<u>Temperatur (T)</u>	=	27	°C	=	300,15	K
<u>Laju alir feed</u>	=	1.944.093	Kg/Jam	=	4.285.993,0309	lb/Jam
<u>Densitas</u>	=	996,52	Kg/m ³	=	62,2107	lb/ft ³
<u>Viskositas</u>	=	8,549E-04	Pa.s	=	2,0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

<u>Nama alat</u>	:	Pompa
<u>Type</u>	:	<i>Centrifugal Pump</i>
<u>Bahan konstruksi</u>	:	<i>Cast Iron</i>
<u>Kapasitas</u>	:	68.894,7617 ft ³ /Jam
<u>Power</u>	:	22 HP
<u>Jumlah</u>	:	4 Buah

20. Cooling Tower (P-240)

Fungsi : Mendinginkan dan menampung air pendingin yang telah digunakan

- Perhitungan :

$$\text{Laju alir feed} = 1.944.093,478 \quad \text{kg/Jam} = 4.285.993,0309 \quad \text{lb/Jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \quad \text{kg/m}^3 = 62,2107 \quad \text{lb/ft}^3$$

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{4.285.993,0309}{62,2107}$$

$$= 68.894,7617 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 19,1374 \text{ ft}^3/\text{s} = 7.160,8708 \text{ gpm}$$

$$\text{Suhu wet bulb udara (70\% kelembapan)} = 25 \quad ^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air masuk menara} = 62,5 \quad ^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air pendingin} = 27 \quad ^\circ\text{C}$$

Direncanakan menggunakan cooling tower jenis Counter Flow Induced Draft

$$\text{Sehingga diperoleh konsentrasi air} = 2,5 \quad \text{gpm/ft}^2$$

$$\text{Volume yang dibutuhkan} = \text{rate volumetrik} / \text{konsentrasi air}$$

$$= \frac{7.160,8708 \text{ gpm}}{2,5 \text{ gpm/ft}^2}$$

$$= 2.864,3483 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas} = \frac{\pi}{4} d^2$$

$$2.864,3483 = 0,7854 d^2$$

$$d^2 = 3.647,0016 \text{ ft}^2$$

$$d = 60,3904 \text{ ft}$$

$$\text{Tria Ls} = 3 \times \text{di}$$

$$V_{\text{tangki}} = \frac{\pi}{4} d^2 \cdot \text{Ls}$$

$$= 2,3562 d^3$$

$$= 518.937,5087 \text{ ft}^3$$

Dari fig. 12-15, Perry's edisi 7, hal 12-17 diperoleh persen *standard tower*

performance 90% , maka Hp fan/Luas tower area adalah 0,031 Hp/ft²

$$\begin{aligned} \text{HP fan} &= 0,031 \text{ Hp/ft}^2 \times \text{Luas tower area} \\ &= 0,031 \text{ Hp/ft}^2 \times 2.864,3483 \text{ ft}^2 \\ &= 88,7948 \text{ HP} \approx 89 \text{ HP} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

<u>Nama alat</u>	:	<i>Cooling Tower</i>
<u>Type</u>	:	<i>Counter Flow Induced Draft</i>
<u>Diameter</u>	:	60,3904 ft
<u>Tinggi</u>	:	181,1712 ft
<u>Volume</u>	:	518.937,5087 ft ³
<u>Power</u>	:	89 HP
<u>Jumlah</u>	:	1 Buah

21. Pompa Air ke Bak Klorinasi (L-251)

Fungsi : Memompa air bersih ke bak *klorinasi*

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

<u>Tekanan (P)</u>	=	1	atm	=	14,696	psia
<u>Temperatur (T)</u>	=	27	°C	=	300,15	K
<u>Laju alir feed</u>	=	7.785	Kg/Jam	=	17.162,5799	lb/Jam
<u>Densitas</u>	=	996,52	Kg/m ³	=	62,2107	lb/ft ³
<u>Viskositas</u>	=	8,549E-04	Pa.s	=	2,0680	lb/ft.Jam

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{17.162,5799}{62,2107} \\ &= 275,8782 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,0766 \text{ ft}^3/\text{s} = 28,6746 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Trial jumlah pomp = 1 buah

$$Q = \frac{275,8782}{1}$$

$$= 275,8782 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,0766 \text{ ft}^3/\text{s} = 28,6746 \text{ gpm}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 2100$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$ID_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,0766^{0,45} \times 62,2107^{0,13}$$

$$= 2,1002 \text{ in}$$

Maka berdasarkan L. E. Brownell, nilai ID di standadisasi menjadi :

$$ID_{opt} = 2\frac{1}{2} \text{ in} \quad \text{Sch} = 40$$

$$ID = 2,469 \text{ in} = 0,20575 \text{ ft}$$

$$OD = 2,875 \text{ in} = 0,23958 \text{ ft}$$

$$A = 0,0333 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran fluida :

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{275,8782}{0,0333}$$

$$= 8.293,6230 \text{ ft/jam} = 2,3038 \text{ ft/s}$$

Menghitung N_{RE} , *check* jenis aliran :

$$N_{RE} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,2058 \times 8.293,6230 \times 62,2107}{2,0680}$$

$$= 5,1334E+04 \quad \text{asumsi aliran OK}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

$$\alpha = 1$$

$$\varepsilon = 4,6E-05$$

$$\varepsilon/ID = 0,0007$$

$$f = 0,00580$$

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	21,6038
Globe valve (WO)	1	300	61,7250
Total (ΔL)	-	-	133,3288

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus (ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$= 0,55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 \gg A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)$$

$$= 1 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_1 \gg A_2 \text{ jadi } A_1/A_2 = 0$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada elbow 90°

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada globe valve wide open

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

<i>Friction</i>	Jumlah n	K	h (lb _f .ft/lb _m)	n × h (lb _f .ft/lb _m)
Pipa lurus	1	-	1,2400	1,2400
<i>Contraction loss</i>	1	0,55	0,0454	0,0454
<i>Expansion loss</i>	1	1	0,0825	0,0825
Elbow 90°	3	0,75	0,0619	0,1856
Globe valve (WO)	1	6	2,6160	2,6160
Total Friction (ΣF)	-	-	-	4,1694

Direncanakan :

$$\Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \quad \text{tidak ada perubahan tekanan } (P_1 = P_2)$$

maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2a g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{2,3038^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{10}{32,174} + 0 + 4,1694 + W_s = 0$$

$$W_s = 4,5627 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

Menentukan *Horse Power*

dari Timmerhouse diperoleh nilai $\eta = 48\%$

m = laju alir *feed* / jumlah pompa

$$= \frac{17.162,5799}{1}$$

$$= 17.162,5799 \text{ lb/Jam} = 4,7674 \text{ lb/s}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times m}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{4,5627 \times 4,7674}{48\% \times 550}$$

$$= 0,0824 \text{ HP}$$

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhouse diperoleh nilai $\eta = 80\%$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,0824}{80\%} \\ &= 0,1030 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa total} &= \text{jumlah pompa} \times \text{BHP} \\ &= 1 \times 0,1030 \\ &= 0,1030 \approx 1 \text{ HP} \\ &= 0,0768 \text{ KW} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

<u>Nama alat</u>	:	<u>Pompa</u>
<u>Type</u>	:	<u>Centrifugal Pump</u>
<u>Bahan konstruksi</u>	:	<u>Cast Iron</u>
<u>Kapasitas</u>	:	<u>275,8782 ft³/Jam</u>
<u>Power</u>	:	<u>1 HP</u>
<u>Jumlah</u>	:	<u>1 Buah</u>

22. Bak Klorinasi (F-250)

Fungsi : Tempat penambahan Cl₂ untuk menghilangkan kandungan bakteri dalam

Type : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

- Perhitungan :

$$\text{Laju alir feed} = 7.785 \quad \text{Kg/Jam} = 17.162,5799 \quad \text{lb/Jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \quad \text{Kg/m}^3 = 62,2107 \quad \text{lb/ft}^3$$

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{17.162,5799}{62,2107} \\ &= 275,8782 \text{ ft}^3/\text{Jam} = 0,0766 \text{ ft}^3/\text{s} = 28,6746 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu pengendapan (t)} = 12 \text{ Jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= Q \times t \\ &= 275,8782 \times 12 \\ &= 3.310,5379 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total bak klorinasi

$$\begin{aligned} \text{Volume total storage} &= \frac{100\%}{80\%} \times 3.310,5379 \\ &= 4.138,1723 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan bak sedimentasi berbentuk persegi panjang dengan nilai perbandingan :

$$\text{panjang} \times \text{lebar} \times \text{tinggi} = 5 \times 3 \times 2$$

$$\text{Volume bak klorinasi} = 30 X^3$$

$$4.138,1723 = 30 X^3$$

$$137,9391 = X^3$$

$$X = 5,1669 \text{ ft}$$

Jadi ukuran bak klorinasi sesungguhnya :

$$\text{Panjang} = 25,8344 \text{ ft} = 7,8743 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 15,5007 \text{ ft} = 4,7246 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 10,3338 \text{ ft} = 3,1497 \text{ m}$$

Spesifikasi peralatan :

Bentuk : Bak persegi panjang

Ukuran : 7,8743 × 4,7246 × 3,1497 m

Volume : 4.138,1723 ft³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

23. Pompa Air ke Bak Sanitasi (L-252)

Fungsi : Memompa air dari bak klorinasi ke bak sanitasi

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

$$\text{Temperatur (T)} = 27 \text{ }^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir feed} = 7.785 \text{ Kg/Jam} = 17.162,5799 \text{ lb/Jam}$$

Densitas	=	996,52	Kg/m ³	=	62,2107	lb/ft ³
Viskositas	=	8,549E-04	Pa.s	=	2,0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	:	Pompa
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan konstruksi	:	<i>Cast Iron</i>
Kapasitas	:	275,8782 ft ³ /Jam
Power	:	1 HP
Jumlah	:	1 Buah

24. Bak Air Sanitasi (F-253)

Fungsi	:	<u>Menampung air sanitasi</u>
Type	:	Bak persegi panjang
Bahan	:	<u>Beton bertulang</u>

- Perhitungan :

Laju alir <i>feed</i>	=	7,785	Kg/Jam	=	17.162,5799	lb/Jam
Densitas	=	996,52	Kg/m ³	=	62,2107	lb/ft ³

Spesifikasi peralatan :

Bentuk	:	Bak persegi panjang
Ukuran	:	7,8743 × 4,7246 × 3,1497 m
Volume	:	4.138,1723 ft ³
Bahan konstruksi	:	<u>Beton</u>
Jumlah	:	1

2. Unit penyediaan *steam*

Unit penyediaan *steam* berfungsi untuk menyediakan kebutuhan *steam* yang digunakan sebagai media pemanas pada proses produksi. *Steam* yang dibutuhkan dalam proses produksi mempunyai kondisi sebagai berikut :

- Tekanan = 1 atm
- Temperatur = 300 °C

Tabel D.1. Data Kebutuhan Steam

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah Steam (Kg/Jam)
1	E-112	Heater	19.521
2	E-126A	Heater	42
3	E-126B	Heater	693
4	E-129	Reboiler distilasi I	146
5	E-136	Reboiler distilasi II	140
Total			20.542

Direncanakan banyaknya *steam* yang disupply adalah 20% excess, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan steam} &= (100\% + 20\%) \times \text{Jumlah steam} \\
 &= 120\% \times 20.542 \\
 &= 24.650 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

Make up untuk kebutuhan *steam* direncanakan 10% excess, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Make up steam} &= (100\% + 10\%) \times \text{Kebutuhan steam} \\
 &= 110\% \times 24.650 \\
 &= 27.115 \text{ Kg/Jam} = 7,5320 \text{ Kg/s}
 \end{aligned}$$

3. Unit penyediaan tenaga listrik

Penyediaan tenaga listrik ditujukan untuk menunjang kegiatan perusahaan, baik dalam hal produksi maupun pendukung proses produksi. Tenaga listrik didapatkan PLN sebesar 40% dan 60% generator. Adapun perincian kebutuhan listrik terbagi menjadi :

1. Peralatan proses produksi
2. Peralatan utilitas air
3. Listrik untuk penerangan

Adapun perincian dari penggunaan tenaga listrik yang disediakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain-lain adalah sebagai berikut :

1. Perincian kebutuhan listrik untuk peralatan proses produksi

No	Kode Alat	Nama Alat	Total Daya (HP)
1	G-113	Kompresor	7.870
2	G-121	Expander	13.120
3	L-124A	Pompa	1
4	L-124B	Pompa	1
5	L-124C	Pompa	1
6	L-131A	Pompa	1
7	L-131B	Pompa	1
8	L-131C	Pompa	1
Total			20.997

Berdasarkan data di atas, diketahui kebutuhan listrik untuk peralatan proses produksi yaitu 20.997 HP, sehingga total kebutuhan listrik untuk kebutuhan peralatan proses produksi adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik peralatan proses produksi} &= 20.997 \text{ HP} \times 0,7457 \text{ KW/HP} \\ &= 15.657,4046 \text{ KW} \end{aligned}$$

2. Perincian kebutuhan listrik untuk peralatan utilitas

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Total Daya (HP)
1	L-212	Pompa	4	23
2	L-214	Pompa	4	23
3	L-216	Pompa	4	23
4	H-210	Motor Pengaduk	6	91
4	L-223	Pompa	1	1
6	L-234	Pompa	1	1
7	P-240	Fan Cooling Tower	1	89
8	L-234	Pompa	1	1

9	L-241	Pompa	4	22
10	L-243	Pompa	4	22
11	L-244	Pompa	4	22
12	L-251	Pompa	1	1
13	L-252	Pompa	1	1
Total			36	320

Berdasarkan data di atas, diketahui kebutuhan listrik untuk peralatan utilitas yaitu 320 HP, sehingga total kebutuhan listrik untuk kebutuhan peralatan utilitas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik peralatan proses utilitas} &= 320 \text{ HP} \times 0,7457 \text{ KW/HP} \\ &= 238,6240 \text{ KW} \end{aligned}$$

3. Perincian kebutuhan listrik untuk instrumentasi

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses produksi dan alat utilitas adalah

No	Keterangan	Daya	Kebutuhan listrik
1.	Peralatan proses produksi	20.997	15.657,4046
2.	Peralatan proses utilitas	320	238,6240
Total		21.317	15.896,0286

Tenaga listrik untuk kebutuhan instrumentasi direncanakan sebesar 10% dari tenaga listrik yang dibutuhkan untuk proses dan utilitas. Sehingga kebutuhan listrik untuk instrumentasi adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik instrumentasi} &= 15.896,0286 \times 10\% \\ &= 1.589,6029 \text{ KW} \end{aligned}$$

4. Perincian kebutuhan listrik untuk penerangan

Pemakaian listrik untuk penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan area lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D}$$

Dimana :

L = Lumen Outlet

A = Luas Daerah (ft²)

F = Foot Candle

U = Koefisien Listrik (0,8)

D = Efisiensi penerangan rata-rata (0,75)

No	Lokasi	Luas Total		Candle	Lument
		(m ²)	(ft ²)		
1	Pos Keamanan	40	431	4	2.870,37
2	Taman	750	8.073	20	269.097,50
3	Parkir Tamu	90	969	10	16.145,85
4	Parkir Karyawan	120	1.292	10	21.527,80
5	Aula	100	1.076	15	26.909,75
6	Main Office Building A	300	3.229	20	107.639,00
7	Main Office Building B	300	3.229	20	107.639,00
8	Mushola	50	538	6	5.381,95
9	Perpustakaan	30	323	8	4.305,56
10	Poliklinik	50	538	8	7.175,93
11	Toilet	145	1.561	4	10.405,10
12	Ruang Pemeriksaan Bahan Baku	40	431	10	7.175,93
13	Kantor Pusat Divisi Teknik	375	4.036	20	134.548,75
14	Kantor Pusat Divisi Produksi	375	4.036	20	134.548,75
15	Kantin	75	807	6	8.072,93
16	Gudang Bahan Baku	400	4.306	15	107.639,00
17	Area Proses Produksi	20.000	215.278	30	10.763.900,00
18	Garasi	60	646	10	10.763,90
19	Bengkel	60	646	15	16.145,85
20	Ruang kontrol	80	861	10	14.351,87

21	Laboratorium	80	861	15	21.527,80
22	Gudang Bahan Bakar	400	4.306	6	43.055,60
23	Pemadam Kebakaran	150	1.615	10	26.909,75
24	Timbangan Truk	75	807	8	10.763,90
25	Area Utilitas	1.000	10.764	20	358.796,67
26	Gudang Produk Samping	450	4.844	15	121.093,88
27	Pengolahan Air	3.000	32.292	15	807.292,50
28	Gudang Produk Utama	750	8.073	15	201.823,13
29	Area <i>Waste Water Treatment</i>	2.500	26.910	15	672.743,75
30	Area <i>Waste Treatment</i>	1.500	16.146	15	403.646,25
31	Area Perluasan Pabrik	7.000	75.347	10	1.255.788,33
32	Halaman dan Jalan	9.000	96.875	20	3.229.170,00
Total		49.345	531.145	425	18.928.856,35

Berdasarkan data diatas, penggunaan lampu untuk masing-masing lokasi akan dibedakan sesuai dengan kebutuhan. Hal ini bertujuan untuk efisiensi energi sehingga dapat menekan pemborosan energi. Adapun jenis-jenis lampu dan lokasi penggunaan lampu tersebut adalah sebagai berikut :

a. Penggunaan lampu *mercury* 250 watt dengan *lumen output* 10.000

No	Lokasi	Lumen	Jumlah Lampu
1	Taman	269.097,50	27
2	Parkir Tamu	16.145,85	2
3	Parkir Karyawan	21.527,80	2
4	Ruang Pemeriksaan Bahan Baku	7.175,93	1
5	Gudang Bahan Baku	107.639,00	11
6	Area Proses Produksi	10.763.900,00	1076
7	Garasi	10.763,90	1
8	Bengkel	16.145,85	2
9	Gudang Bahan Bakar	43.055,60	4

10	Area Utilitas	358.796,67	36
11	Gudang Produk Samping	121.093,88	12
12	Pengolahan Air	807.292,50	81
13	Gudang Produk Utama	201.823,13	20
14	Area <i>Waste Water Treatment</i>	672.743,75	67
15	Area <i>Waste Treatment</i>	403.646,25	40
16	Area Perluasan Pabrik	1.255.788,33	126
17	Halaman dan Jalan	3.229.170,00	323
Total		18.305.805,93	1.831

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik} &= 1.831 \times 250 \text{ watt} \\ &= 457.645 \text{ watt} = 457,645 \text{ KW} \end{aligned}$$

b. Penggunaan lampu *flourescent* 40 watt dengan *lumen output* 1.960

No	Lokasi	Lumen	Jumlah Lampu
1	Aula	26.909,75	14
2	<i>Main Office Building A</i>	107.639,00	55
3	<i>Main Office Building B</i>	107.639,00	55
4	Kantor Pusat Divisi Teknik	134.548,75	69
5	Kantor Pusat Divisi Produksi	134.548,75	69
6	Ruang kontrol	14.351,87	7
7	Laboratorium	21.527,80	11
8	Pemadam Kebakaran	26.909,75	14
9	Timbangan Truk	10.763,90	5
Total		584.838,57	298

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik} &= 298 \times 40 \text{ watt} \\ &= 11.935 \text{ watt} = 11,935 \text{ KW} \end{aligned}$$

c. Penggunaan lampu flourescent 20 watt dengan lumen output 1.960

No	Lokasi	Lumen	Jumlah Lampu
1	Pos Keamanan	2.870,37	1
2	Mushola	5.381,95	3
3	Perpustakaan	4.305,56	2
4	Poliklinik	7.175,93	4
5	Toilet	10.405,10	5
6	Kantin	8.072,93	4
Total		38.211,85	19

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik} &= 19 \times 20 \text{ watt} \\ &= 390 \text{ watt} = 0,390 \text{ KW} \end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan listrik total untuk penerangan adalah

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik} &= 457,645 + 11,935 + 0,390 \\ &= 469,971 \text{ KW} \end{aligned}$$

5. Kebutuhan listrik untuk lain-lain

Kebutuhan listrik untuk lain-lain seperti pemakaian computer, mesin foto copy, mesin fax, lemari es dan peralatan elektronik lain di asumsikan sebesar 10 KW.

Sehingga, kebutuhan listrik total

No	Keterangan	Jumlah Kebutuhan (KW)
1	Kebutuhan listrik proses	15.657,4046
2	Kebutuhan listrik utilitas	238,6240
3	Kebutuhan listrik instrumentasi	1.589,6029
4	Kebutuhan listrik penerangan	469,971
5	Kebutuhan listrik lain-lain	10
Total		17.965,6020

Ditetapkan *safety factor* adalah sebesar 10%, maka kebutuhan listrik total Pra Rencana Pabrik Etanol dari Syngas adalah :

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan listrik total} &= 17.965,602 + (17.965,602 \times 10\%) \\ &= 19.762,1622 \text{ KW}\end{aligned}$$

Pemenuhan kebutuhan listrik yang diperlukan oleh pabrik direncanakan akan dipenuhi oleh PLN sebesar 40% dan untuk menjamin kelancaran produksi kebutuhan listrik sebesar 60% akan dipenuhi oleh generator set yang dimiliki oleh pabrik, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan listrik yang dipenuhi PLN} &= 19.762,1622 \times 40\% \\ &= 7.904,8649 \text{ KW} \\ \text{Kebutuhan Listrik yang dipenuhi pabrik} &= 19.762,1622 \times 60\% \\ &= 11.857,2973 \text{ KW}\end{aligned}$$

Generator

Fungsi : Menyediakan kebutuhan listrik sebesar 60% dari kebutuhan listrik total pabrik

Type : Generator set

$$\begin{aligned}\text{Listrik yang disuplai oleh generat} &= 19.762,1622 \times 60\% \\ &= 11.857,2973 \text{ KW}\end{aligned}$$

Efisiensi (*Power factor*) generatc = 80% (Gael D. Ulrich, Fig. 4-2. hal 87)

Sehingga power yang harus dibangkitkan oleh generator adalah

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas total generator} &= \frac{11.857,2973}{0,80} \\ &= 14.821,6217 \text{ KW}\end{aligned}$$

Jadi generator yang digunakan untuk membangkitkan tenaga listrik mempunyai kapasitas pembangkit berkekuatan = 14.821,6217 KW = 14.850 KW

4. Unit Penyediaan bahan bakar

Jenis Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil (solar)

Jumlah solar yang di butuhkan adalah :

$$\begin{aligned}\text{Daya generator} &= 14.850,0000 \text{ KW} = 14.850.000 \text{ Watt} \\ &= 50.670.279 \text{ Btu/Jam}\end{aligned}$$

Heating value solar adalah sebesar 130.500 Btu/gallon (www.bioenergy.onrl.gov)

Maka bahan bakar yang dibutuhkan adalah :

$$= \frac{50.670.279}{130.500} = 388,2780 \text{ Gallon/Jam}$$

$$= 1.469,7914 \text{ Liter/Jam}$$

Spesifikasi Generator :

Type : AC generator 3 phase
 Kapasitas : 14.850 KW
 Power factor : 0,80
 Jumlah : 2 buah (1 cadangan)

Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Menyimpan bahan bakar yang akan digunakan
 Type : *Fixed Roof*
 Bahan : *Carbon Steel SA 299 Grade C*
 f : 18.750
 E : 0,8

Dasar Perhitungan

Kondisi : P = 1 atm = 14,969 psia
 T = 30 °C

Densitas : 0,88 gr/cm³ = 54,7782 lb/ft³
 Viskositas : 13,7 cp = 0,00921 lb/ft.s

Waktu penyimpanan = 15 hari

Kebutuhan bahan bakar = 1.469,7914 L/jam = 51,9052 ft³/jam
 = 1.245,7258 ft³/hari

Volume bahan bakar = 15 × 1.245,7258 ft³/hari
 = 18.685,8876 ft³

Trial jumlah storage = 3 buah

Volume bahan baku = $\frac{18.685,8876}{3}$
 = 6.228,6292 ft³ = 148,3463 m³

Diperkirakan fluida akan mengisi sebanyak 80% volume total *storage*

$$\text{Volume tangki} = \frac{6.228,6292}{80\%} = 7.785,7865 \text{ ft}^3$$

Menghitung diameter tangki :

$$L_s = 1,5 \times d_i$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi \cdot d_i^3}{24 \operatorname{tg} 1/2 \alpha} + \frac{\pi}{4} d_i^2 L_s$$

$$7.785,7865 = \frac{\pi \cdot d_i^3}{24 \operatorname{tg} 60^\circ} + \frac{\pi}{4} d_i^2 (1,5 \cdot d_i)$$

$$7.785,7865 = 0,0755 d_i^3 + 1,1775 d_i^3$$

$$d^3 = 6.213,5235$$

$$d_i = 18,3843 \text{ ft} = 220,6110 \text{ in} = 5,60352 \text{ m}$$

$$L_s = 1,5 \times d_i$$

$$= 1,5 \times 18,3843$$

$$= 27,5764 \text{ ft} = 330,917 \text{ in} = 8,4053 \text{ m}$$

$$h_g = L_s = 27,5764 \text{ ft}$$

Menghitung tekanan

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times (h_g - 1)}{144}$$

$$= \frac{54,7782 \times 26,5764}{144}$$

$$= 10,1098 \text{ psig}$$

untuk faktor keamanan maka P desain ditambah 5 %

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$= 105\% \times 25,0788$$

$$= 26,333 \text{ psig}$$

Menghitung tebal tangki :

$$t_s = \frac{P \times d_i}{2 (f \times E - 0,6 \times P)} + C$$

$$= \frac{26,333 \times 220,611}{2 (18,750 \times 0,8 - 0,6 \times 26,333)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,25624 \times \frac{16}{16} = \frac{4,100}{16} = \frac{6}{16} = \frac{3}{8} \text{ in}$$

Standarisasi do :

$$\begin{aligned} do &= di + 2ts \\ &= 220,6110 + 2 \left(\frac{3}{8} \right) \\ &= 221,361 \text{ in} = 228 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5-7 Brownell and Young hal : 89 didapatkan harga :

$$\begin{aligned} do &= 228 \\ icr &= 13 \frac{2}{3} \\ r &= 228 \end{aligned}$$

Menentukan harga di :

$$\begin{aligned} di &= do - 2ts \\ &= 228 - 2 \left(\frac{3}{16} \right) \\ &= 227,625 \text{ in} = 18,969 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup tangki

$$\begin{aligned} tha &= \frac{P \times di}{2 (f \times E - 0,6 \times P) \cos 0,5 \alpha} + C \\ &= \frac{26,333 \times 227,625}{2 (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 26,333) \times 0,5} + \frac{1}{16} \\ &= 0,16245 \times \frac{16}{16} = \frac{2,59924}{16} = \frac{3}{16} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tutup atas berbentuk conis

Tinggi tutup atas berbentuk conis :

$$\begin{aligned} \text{tg } 1/2 \alpha &= \frac{1/2 \cdot di}{h} \\ h &= \frac{1/2 \cdot di}{\text{tg } 1/2 \alpha} = \frac{1/2 \times 227,625}{1,732} \\ &= 65,7116 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi storage :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= Ls = 27,5764 \text{ ft} = 330,917 \text{ in} = 8,4053 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki} &= \text{tinggi shell} + \text{tinggi tutup atas} \\ &= 330,917 + 65,7116 \\ &= 396,628 \text{ in} = 10,0744 \text{ m} \end{aligned}$$

Kesimpulan :

Diameter luar (do)	=	228	in
Diameter dalam (di)	=	227,625	in
Tinggi silinder (Ls)	=	330,917	in
Tebal silinder (ts)	=	6/16	in
Tebal tutup atas (tha)	=	3/16	in
Tinggi tutup atas (ha)	=	65,7116	in
Tinggi storage	=	396,628	in
Jumlah	=	3	buah

5. Unit penyediaan nitrogen pendingin

Unit penyediaan nitrogen berfungsi untuk menyediakan kebutuhan nitrogen yang digunakan sebagai media pendingin pada proses produksi. Nitrogen yang dibutuhkan dalam proses produksi mempunyai kondisi sebagai berikut :

- Tekanan = 5 atm
- Temperatur = -250 °C

Tabel D.1. Data Kebutuhan Nitrogen

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah Steam (Kg/Jam)
1	E-122B	Cooler	2.244
2	E-122C	Heater	2.419
Total			4.663

Direncanakan banyaknya nitrogen yang disupply adalah 20% excess, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan nitrogen} &= (100\% + 20\%) \times \text{Jumlah nitrogen} \\
 &= 120\% \times 4.663 \\
 &= 5.596 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

Make up untuk kebutuhan nitrogen direncanakan 10% excess, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Make up nitrogen} &= (100\% + 10\%) \times \text{Kebutuhan nitroge} \\
 &= 110\% \times 5.596 \\
 &= 6.155 \text{ Kg/Jam} = 1,7098 \text{ Kg/s}
 \end{aligned}$$

APPENDIX E

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

1. Metode Penafsiran Harga

Penafsiran harga suatu peralatan setiap tahun akan mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian yang ada pada saat itu. Dalam penaksiran harga peralatan diperlukan indeks yang dapat mengkonversi harga peralatan pada masa tersebut, sehingga dapat diperoleh harga peralatan pada saat ini. Maka untuk memperoleh harga peralatan pada waktu yang diinginkan dapat digunakan persamaan sebagai berikut :

$$C_x = C_k \times \frac{I_x}{I_k}$$

(Peters and Klaus D. Timmerhaus. hal. 164)

Dimana :

C_x = Tafsiran harga pada saat ini

C_k = Tafsiran harga pada tahun k

I_x = Indeks harga saat in

I_k = Indeks harga tahun k

Sedangkan untuk menafsir harga peralatan yang sama dengan kapasitas berbeda digunakan persamaan sebagai berikut :

$$V_A = V_B \times \left(\frac{C_A}{C_B} \right)^n$$

(Peters and Klaus D. Timmerhaus. hal. 169)

Dimana :

V_A = Harga alat A

V_B = Harga alat B

C_A = Kapasitas A

C_B = Kapasitas B

n = Eksponen harga alat (Peters and Klaus D. Timmerhaus. hal. 170)

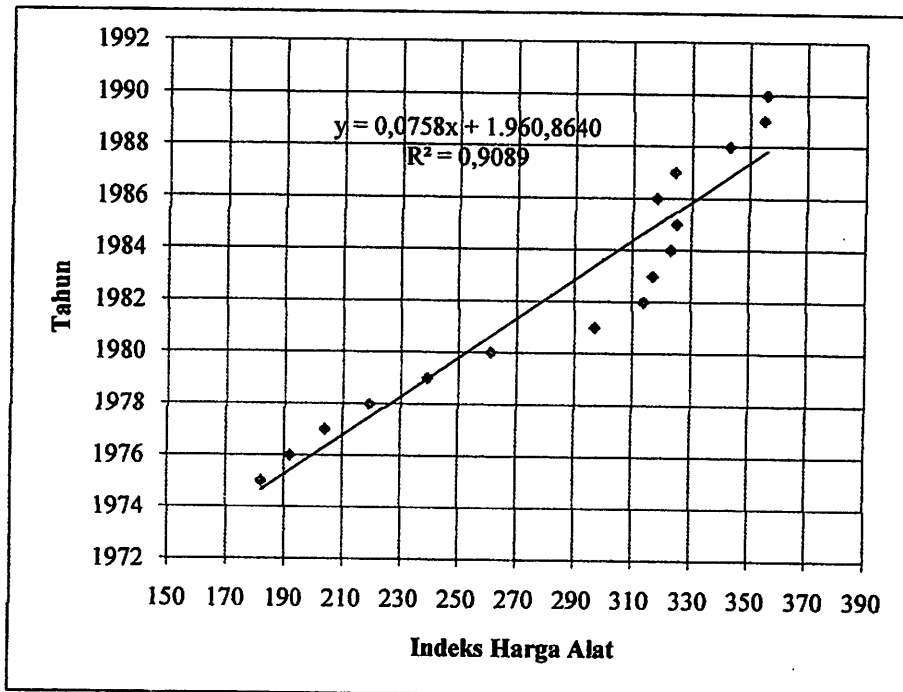
Harga peralatan pada Pra Rencana Pabrik Etanol dari *Syngas* ini didasarkan pada harga alat yang terdapat pada Peters and Klaus D. Timmerhaus, Gael D. Ulrich dan www.matche.com.

Tabel E.1. Indeks harga alat pada tahun sebelum evaluasi

Nö	Tahun (yi)	Indeks (xi)	xi ²	xi . yi
1	1975	182	33124	359450
2	1976	192	36864	379392
3	1977	204	41616	403308
4	1978	219	47961	433182
5	1979	239	57121	472981
6	1980	261	68121	516780
7	1981	297	88209	588357
8	1982	314	98596	622348
9	1983	317	100489	628611
10	1984	323	104329	640832
11	1985	325	105625	645125
12	1986	318	101124	631548
13	1987	324	104976	643788
14	1988	343	117649	681884
15	1989	355	126025	706095
16	1990	356	126736	708440
Σ	31720	4569	1358565	9062121

(Peters and Klaus D. Timmerhaus. hal. 163)

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{(\sum Y_i)(\sum X_i^2) - (\sum X_i)(\sum X_i \cdot Y_i)}{n(\sum X_i^2) - (\sum X_i)^2} \\
 &= \frac{31720 \times 1358565 - 4569 \times 9062121}{16 \times 1358565 - 4569^2} \\
 &= 1960,8640 \\
 b &= \frac{n(\sum X_i \cdot Y_i) - (\sum Y_i)(\sum X_i)}{n(\sum X_i^2) - (\sum X_i)^2} \\
 &= \frac{16 \times 9062121 - 31720 \times 4569}{16 \times 1358565 - 4569^2} \\
 &= 0,0758
 \end{aligned}$$



Gambar E.1. Grafik Hubungan antara Indeks Harga Alat dengan Tahun

Kenaikan harga setiap tahun merupakan suatu fungsi linier, tahun dan indeks harga setiap tahun merupakan persamaan garis lurus, sehingga :

$$y = a + bx$$

Dimana :

$$y = \text{Tahun}$$

$$a = \text{Konstanta}$$

$$b = \text{Gradien}$$

$$x = \text{Indeks harga}$$

Sehingga indeks harga setiap tahunnya adalah :

$$y = a + bx$$

$$y = 1960,8640 + 0,0758 \cdot x$$

Indeks harga tahun 2007 adalah

$$2007 = 1.960,8640 + 0,0758 \cdot x$$

$$x = 608,9249$$

Indeks harga tahun 2015 adalah

$$2015 = 1.960,8640 + 0,0758 \cdot x$$

$$x = 714,5126$$

2. Harga Peralatan

Berdasarkan rumus yang ada yaitu dengan menggunakan rumus-rumus pada metode penafsiran harga, maka didapatkan harga peralatan proses seperti yang tertera pada tabel berikut ini, yaitu harga peralatan proses pada tabel E.2. dan harga peralatan utilitas pada tabel E.3. adapun tabel tersebut adalah sebagai berikut :

Contoh perhitungan penafsiran harga peralatan :

Nama alat : *Heater (E-112)*

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Surface Area : 1.393,7553 ft² = 129,4840 m²

Bahan konstruksi : SA - 213 Grade TP 304

Berdasarkan www.matche.com diperoleh :

Harga alat tahun 2007 = US\$ 13.500

$$\begin{aligned} \text{Sehingga harga HE pada tahun 2015} &= \frac{\text{Indeks Tahun 2015}}{\text{Indeks Tahun 2007}} \times \text{Harga tahun 2007} \\ &= \frac{714,5126}{608,9249} \times 13.500,00 \\ &= \text{US\$ } 15.840,90 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan cara yang sama, maka didapatkan harga peralatan seperti yang ada pada tabel berikut :

Tabel E.2. Daftar Harga Peralatan Proses Tahun 2015

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Harga (\$)	
				Satuan	Total
1	Storage Syngas	F-111	6	1.372.878,27	8.237.269,63
2	Heater	E-112	1	15.840,90	15.840,90
3	Kompresor	G-113	1	2.884.608,91	2.884.608,91
4	Reaktor Konversi Etanol	R-110	1	4.461.267,69	4.461.267,69
5	Ekspander	G-121	1	1.969.636,11	1.969.636,11
6	Cooler	E-122A	1	17.014,30	17.014,30
7	Cooler	E-122B	1	17.366,32	17.366,32
8	Flash Separator I	H-123A	1	987.533,64	987.533,64

9	Cooler	E-122C	1	17.072,97	17.072,97
10	Flash Separator II	H-123B	1	978.029,09	978.029,09
11	Pompa	L-124A	1	10.595,80	10.595,80
12	Storage Carbon Dioksida	F-125	5	966.881,79	4.834.408,96
13	Heater	E-126A	1	13.963,46	13.963,46
14	Pompa	L-124B	1	9.645,35	9.645,35
15	Flash Separator III	H-123C	1	981.783,97	981.783,97
16	Heater	E-126B	1	14.655,77	14.655,77
17	Pompa	L-124C	1	10.091,24	10.091,24
18	Kolom Distilasi I	D-120	1	3.659.544,32	3.659.544,32
19	Kondensor Distilasi I	E-127	1	13.916,53	13.916,53
20	Akumulator Distilasi I	F-128	1	731.908,86	731.908,86
21	Reboiler Distilasi I	E-129	1	14.784,84	14.784,84
22	Pompa	L-131A	1	10.983,03	10.983,03
23	Kolom Distilasi II	D-130	1	4.080.616,65	4.080.616,65
24	Kondensor Distilasi II	E-132	1	132.300,88	132.300,88
25	Akumulator Distilasi II	F-133	1	816.123,33	816.123,33
26	Cooler	E-134	1	17.483,66	17.483,66
27	Pompa	L-131B	1	5.350,71	5.350,71
28	Storage Meianol	F-135	3	1.023.205,00	3.069.615,01
29	Reboiler Distilasi II	E136	1	14.550,16	14.550,16
30	Cooler	E-137	1	10.443,26	10.443,26
31	Pompa	L-131C	1	8.026,06	8.026,06
32	Storage Etanol	F-138	8	1.023.205,00	8.185.640,02
Jumlah Total			50	26.291.307,89	46.232.071,45

Tabel E.3. Daftar Harga Peralatan Utilitas Tahun 2015

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Harga (\$)	
				Satuan	Total
1	Filter air sungai	H-211	4	3.956,71	15.826,82
2	Pompa Air Sungai	L-212	4	21.121,20	84.484,82
3	Bak Sedimentasi	F-213	1	297.763,22	297.763,22
4	Pompa Air Sedimentasi	L-214	4	21.121,20	84.484,82
5	Bak Skimmer	F-215	1	315.278,33	315.278,33
6	Pompa Air Skimmer	L-216	4	21.121,20	84.484,82
7	Tangki Clarifier	H-210	6	1.257.885,05	7.547.310,30
8	Sand Filter	H-221	9	376.661,47	3.389.953,27
9	Bak Air Bersih	F-222	1	297.762,86	297.762,86
10	Pompa ke Kation Exchanger	L-223	1	10.560,60	10.560,60
11	Kation Exchanger	D-220A	1	736.425,99	736.425,99
12	Anion Exchanger	D-220B	1	743.466,39	743.466,39
13	Bak Air Lunak	F-231	1	59.442,11	59.442,11
14	Pompa Air ke Deaerator	L-232	1	10.560,60	10.560,60
15	Deaerator	D-233	1	384.875,28	384.875,28
16	Pompa Air ke Boiler	L-234	1	10.560,60	10.560,60
17	Boiler	Q-230	1	1.068.479,48	1.068.479,48
18	Pompa ke Bak Air Pendingin	L-241	4	21.121,20	84.484,82
19	Bak Air Pendingin	F-242	1	291.868,29	291.868,29
20	Pompa ke Peralatan Proses	L-243	4	21.121,20	84.484,82
21	Pompa ke Cooling Tower	L-244	4	21.121,20	84.484,82
22	Cooling Tower	P-240	1	890.610,78	890.610,78
23	Pompa ke Bak Klorinasi	L-251	1	11.499,32	11.499,32
24	Bak Klorinasi	F-250	1	92.693,92	92.693,92

25	Pompa ke Bak Air Sanitasi	L-252	1	11.499,32	11.499,32
26	Bak Air Sanitasi	F-253	1	92.693,92	92.693,92
27	Generator		2	1.408.080,28	2.816.160,56
28	Storage Solar		3	1.053.713,41	3.161.140,23
Jumlah Total			56	9.553.065,15	22.763.341,09

Berdasarkan tabel-tabel tersebut diatas, dapat diketahui harga total dari peralatan yang dibutuhkan oleh pabrik yaitu sebesar :

$$\begin{aligned}
 \text{Harga total peralatan} &= \text{Harga peralatan proses} + \text{Harga peralatan utilitas} \\
 &= \text{US\$ } 46.232.071,45 + 22.763.341,09 \\
 &= \text{US\$ } 68.995.412,54
 \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan (*safety factor*) sebesar 20%, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Harga total peralatan} &= (100\% + 20\%) \times \text{US\$ } 68.995.412,54 \\
 &= 1,2 \times \text{US\$ } 68.995.412,54 \\
 &= \text{US\$ } 82.794.495,05
 \end{aligned}$$

Asumsi nilai tukar rupiah terhadap Dollar Amerika sebesar Rp. 9.500 / 1 US\$

$$\text{Harga total peralatan} = \text{US\$ } 82.794.495,05 = \text{Rp. } 786.547.702.965,46$$

3. Gaji Karyawan

Dari Tabel 10.9.1 diketahui bahwa gaji karyawan per bulan sebesar :

$$\text{Gaji per bulan} = \text{Rp. } 452.050.000,00$$

$$\begin{aligned}
 \text{Gaji per tahun} &= \text{Gaji per bulan} \times 12 \text{ bulan/tahun} \\
 &= \text{Rp. } 452.050.000,00 \times 12 \\
 &= \text{Rp. } 5.424.600.000,00
 \end{aligned}$$

4. Utilitas

a. Listrik PLN

$$\text{Kebutuhan listrik/hari} = 7.904,8649 \text{ KW}$$

$$\text{Kebutuhan listrik/tahun} = 2.608.605,4170 \text{ KW}$$

$$\text{Harga listrik/KWH} = \text{Rp. } 605,00$$

Biaya kebutuhan listrik/tahun

$$= \text{Rp. } 605,00 \times 2.608.605,4170 \times 24 \text{ jam/hari}$$

$$= \text{Rp. } 37.876.950.654,84$$

b. Bahan Bakar

$$\text{Kebutuhan/jam} = 1.469,7914 \text{ L}$$

$$\text{Kebutuhan/tahun} = 11.640.747,8880 \text{ L}$$

$$\text{Harga/L} = \text{Rp. } 7.500,00$$

Biaya kebutuhan/tahun

$$= \text{Rp. } 7.500,00 \times 11.640.747,8880$$

$$= \text{Rp. } 87.305.609.160,00$$

c. Alum

$$\text{Kebutuhan/hari} = 238,8336 \text{ Kg}$$

$$\text{Kebutuhan/tahun} = 78.815,0934 \text{ Kg}$$

$$\text{Harga/Kg} = \text{Rp. } 1.615,00$$

Biaya kebutuhan/tahun

$$= \text{Rp. } 1.615,00 \times 78.815,0934$$

$$= \text{Rp. } 127.286.375,85$$

d. Resin**Kation Resin**

$$\text{Kebutuhan/jam} = 8,8449 \text{ Kg}$$

$$\text{Kebutuhan/tahun} = 70.051,3440 \text{ Kg}$$

$$\text{Harga/Kg} = \text{Rp. } 9.500,00$$

Biaya kebutuhan/tahun

$$= \text{Rp. } 9.500,00 \times 70.051,3440$$

$$= \text{Rp. } 665.487.768,00$$

Anion Resin

$$\text{Kebutuhan/jam} = 8,8449 \text{ Kg}$$

$$\text{Kebutuhan/tahun} = 70.051,3440 \text{ Kg}$$

$$\text{Harga/Kg} = \text{Rp. } 8.550,00$$

Biaya kebutuhan/tahun

$$= \text{Rp. } 8.550,00 \times 70.051,3440$$

$$= \text{Rp. } 598.938.991,20$$

$$\text{Kebutuhan Total Resin/tahun} = \text{Rp. } 1.264.426.759,20$$

b. Katalis MoS₂

Kebutuhan/tahun = 6.103 Kg

Harga/Kg = Rp. 332.500,00

Biaya kebutuhan/tahun

= Rp. 332.500,00 × 6.103

= Rp. 2.029.260.800,00

Kebutuhan Total Bahan Baku/tahun = Rp. 1.160.997.741.387,15

6. Penjualan Produk**a. Produk Utama (Etanol)**

Kapasitas/jam = 31.566 Kg

Kapasitas/tahun = 250.002.720 Kg

Harga/Kg = 11.400,00

Harga Jual Produk/tahun

= Rp. 11.400,00 × 250.002.720

= Rp. 2.850.031.008.000,00

b. Produk Samping I (Metanol)

Kapasitas/jam = 11.030 Kg

Kapasitas/tahun = 87.357.600 Kg

Harga/Kg = 6.650,00

Harga Jual Produk/tahun

= Rp. 6.650,00 × 87.357.600

= Rp. 580.928.040.000,00

c. Produk Samping II (CO₂)

Kapasitas/jam = 28.055 Kg

Kapasitas/tahun = 222.195.600 Kg

Harga/Kg = 6.136,28

Harga Jual Produk/tahun

= Rp. 6.136,28 × 222.195.600

= Rp. 1.363.453.971.976,80

Penjualan Total Produk/tahun = Rp. 4.794.413.019.976,80

7. Pengemasan Produk**a. Produk Utama (Etanol)**

Kapasitas/jam	=	31.566	Kg
Kapasitas/tahun	=	84.590.097	Gallon
Tiap kemasan (drum) berisi		55	gallon
Jumlah drum yang dibutuhkan	=	1.538.002	drum
Harga pengemasan/drur	=	Rp. 463.329,31	
Harga pengemasan/tahu	=	Rp. 712.601.293.068,14	

b. Produk Samping I (Metanol)

Kapasitas/jam	=	11.030	Kg
Kapasitas/tahun	=	29.338.205	Gallon
Tiap kemasan (drum) berisi		55	gallon
Jumlah drum yang dibutuhkan	=	533.422	drum
Harga pengemasan/drur	=	Rp. 463.329,31	
Harga pengemasan/tahu	=	Rp. 247.150.001.346,74	

Biaya Pengemasan Total Produk/tahun = Rp. 959.751.294.414,88

Penentuan Total Capital Investment (TCI)**A. Biaya Langsung (DC)**

1	Harga peralatan (E)			Rp.	786.547.702.965,46
2	Instrumentasi & kontrol	36%	E	Rp.	283.157.173.067,57
3	Perpipaan terpasang (68%E)	68%	E	Rp.	534.852.438.016,51
4	Intalasi	39%	E	Rp.	306.753.604.156,53
5	Listrik Terpasang	11%	E	Rp.	86.520.247.326,20
	Harga diatas kapal (FOB)			Rp.	1.997.831.165.532,27
6	Angkutan kapal laut	13%	FOB	Rp.	259.718.051.519,20
	Ongkos + Muatan (CF)			Rp.	2.257.549.217.051,47
7	Asuransi	1%	CF	Rp.	22.575.492.170,51
	Biaya asuransi muatan (CIF)			Rp.	2.280.124.709.221,98

8	Angkutan ke <i>plant site</i>	11%	E	Rp.	86.520.247.326,20
9	Fasilitas & bengkel	70%	E	Rp.	550.583.392.075,82
10	Pemasangan alat	11%	E	Rp.	86.520.247.326,20
11	Tanah & bangunan			Rp.	39.249.750.000,00
	Total Biaya Langsung (TDC)			Rp.	3.042.998.345.950,21
B. Biaya Tidak Langsung (IC)					
12	<i>Engineering & Supervisi</i>	33%	E	Rp.	259.560.741.978,60
13	Biaya konstruksi	41%	E	Rp.	322.484.558.215,84
14	Biaya kontraktor	22%	E	Rp.	173.040.494.652,40
	Total Biaya Tidak Langsung (TIC)			Rp.	755.085.794.846,84
C. Total Plant Cost (TPC)					
15	Total Biaya Langsung (TDC)			Rp.	3.042.998.345.950,21
16	Total Biaya Tidak Langsung (TIC)			Rp.	755.085.794.846,84
	Total Plant Cost (TPC)			Rp.	3.798.084.140.797,05
17	Biaya tidak terduga	44%	E	Rp.	346.080.989.304,80
	D. Modal Tetap (FCI)			Rp.	3.798.084.140.797,05
E. Modal Kerja (WCI)					
18	Modal kerja	15%	TCI	Rp.	670.250.142.493,60
F. Total Capital Investment (TCI)					
19	Modal Tetap (FCI)			Rp.	3.798.084.140.797,05
20	Modal Kerja (WCI)			Rp.	670.250.142.493,60
	Total Capital Investment (TCI)			Rp.	4.468.334.283.290,65
Modal Perusahaan					
	Modal Pribadi (MP)	60%	TCI	Rp.	2.681.000.569.974,39
	Modal Pinjaman Bank (MPB)	40%	TCI	Rp.	1.787.333.713.316,26
Penentuan Biaya Produksi					
Manufacturing Cost					
A. Biaya produksi langsung (DPC)					
1	Bahan baku (1 tahun)			Rp.	1.160.997.741.387,15
2	Tenaga kerja (TK)			Rp.	5.424.600.000,00
3	Utilitas			Rp.	307.486.135.208,90

4	Maintenance dan perbaikan	2%	FCI	Rp	75.961.682.815,94
5	Operating supplies (penyediaan bahar	1%	FCI	Rp	18.990.420.703,99
6	Laboratorium	10%	TK	Rp	542.460.000,00
7	Biaya supervisi	10%	TK	Rp	542.460.000,00
8	Produk dan royalti	1%	TPC	Rp	25.357.376.064,13
	Total DPC			Rp	1.595.302.876.180,11

B. Biaya tetap (FC)

1.	Depresiasi (peralatan,bangunan)	10%	FCI	Rp	379.808.414.079,71
2.	Pajak	3%	FCI	Rp	113.942.524.223,91
3.	Asuransi	1%	FCI	Rp	18.990.420.703,99
4.	Bunga	12,50%	MPB	Rp	223.416.714.164,53
	Total biaya tetap			Rp	736.158.073.172,13

C. Biaya plant overhead (Plant Overhead Cost)

Plant Overhead Cost (POC) = 70% dari ongkos buruh, supervisi, & maintenanc
= Rp. 57.350.119.971,16

Total biaya Manufacturing Cost Rp 2.388.811.069.323,40

Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1	Biaya administrasi	15%	TK	Rp	813.690.000,00
2	Biaya distribusi dan penjualan	2%	TPC	Rp	50.714.752.128,26
3	Biaya R & D	2%	TPC	Rp	50.714.752.128,26
4	Financing	1%	TCI	Rp	44.683.342.832,91
	Total pengeluaran umum (GE)			Rp	146.926.537.089,42

Total Production Cost (TPC)

<i>Manufacturing Cost</i>	Rp	2.388.811.069.323,40
Biaya pengeluaran umum (General Expenses)	Rp	146.926.537.089,42
Total Production Cost (TPC)	Rp	2.535.737.606.412,82

4. Analisis Probabilitas

Asumsi yang diambil adalah

a. Modal

60% MP = Rp. 2.681.000.569.974,39

$$40\% \text{ MPB} = \text{Rp. } 1.787.333.713.316,26$$

b. Bunga kredit sebesar 12,50% per tahun

c. Masa Konstruksi :

$$\text{Tahun I} : 60\% \text{ MP} + 40\% \text{ MPB}$$

$$\text{Tahun II} : 60\% \text{ MP} + 40\% \text{ MPB}$$

d. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

e. Umur pabrik 10 tahun

f. Kapasitas produksi :

$$\text{Tahun I} : 65\% \text{ dari produksi total}$$

$$\text{Tahun II} : 85\% \text{ dari produksi total}$$

h. Pajak Penghasilan : 40% per tahun

* Menghitung Biaya Variabel (VC)

$$\text{- Bahan Baku pertahun} = \text{Rp. } 1.160.997.741.387,15$$

$$\text{- Biaya Utilitas pertahun} = \text{Rp. } 307.486.135.208,90$$

$$\text{- Biaya Pengemasan} = \text{Rp. } 959.751.294.414,88$$

$$\text{- Produk dan royalti} = \text{Rp. } 25.357.376.064,13$$

$$\text{- Angkutan kapal laut} = \text{Rp. } 259.718.051.519,20$$

$$\text{Total Biaya Variable (VC)} = \text{Rp. } 2.713.310.598.594,25$$

* Menghitung Biaya Semi Variable (SVC)

$$\text{- Biaya Umum (GE)} = \text{Rp. } 146.926.537.089,42$$

$$\text{- Biaya Overhead} = \text{Rp. } 57.350.119.971,16$$

$$\text{- Penyediaan operasi} = \text{Rp. } 50.714.752.128,26$$

$$\text{- Perawatan dan Pemeliharaan} = \text{Rp. } 75.961.682.815,94$$

$$\text{- Gaji karyawan langsung} = \text{Rp. } 5.424.600.000,00$$

$$\text{- Biaya laboratorium} = \text{Rp. } 50.714.752.128,26$$

$$\text{- Supervisi} = \text{Rp. } 542.460.000,00$$

$$\text{Total Biaya Semi Variable (SVC)} = \text{Rp. } 387.634.904.133,03$$

* Hasil Harga Penjualan (S) untuk kapasitas 100% adalah

$$S = \text{Rp. } 4.794.413.019.976,80$$

3. Laba Perusahaan untuk kapasitas 100%

Labanya Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

$$\text{Total penjualan per tahun} = \text{Rp. } 4.794.413.019.976,80$$

$$\begin{aligned} \text{Laba kotor} &= \text{Harga Jual} - \text{Biaya Produksi} \\ &= \text{Rp. } 4.794.413.019.977 - \text{Rp. } 2.535.737.606.412,82 \\ &= \text{Rp. } 2.258.675.413.563,9800 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pajak penghasilan} &= 40\% \times \text{Laba kotor} \\ &= 40\% \times \text{Rp. } 2.258.675.413.563,9800 \\ &= \text{Rp. } 903.470.165.426 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba Bersih} &= \text{Laba kotor} \times (1 - \% \text{ pajak}) \\ &= \text{Rp. } 2.258.675.413.564 \times (1 - 40\%) \\ &= \text{Rp. } 1.355.205.248.138,39 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 1.355.205.248.138,39 + \text{Rp. } 379.808.414.079,71 \\ &= \text{Rp. } 1.735.013.662.218,09 \end{aligned}$$

3.1 Laju Pengembalian Modal (*Rate On Investment* = ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{BT}} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{2.258.675.413.563,98}{3.798.084.140.797,05} \times 100\% \\ &= 37,47\% \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned}
 \text{ROI}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
 &= \frac{1.355.205.248.138,39}{3.798.084.140.797,05} \times 100\% \\
 &= 13,68\% \quad \text{dari modal investasi}
 \end{aligned}$$

5. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= \frac{\text{FCI}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= \frac{3.798.084.140.797,05}{1.735.013.662.218,09} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 2,19 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

6. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

Diketahui :

- FC (biaya produksi tetap) = Rp. 736.158.073.172,13
- SVC (semi variable cost) = Rp. 387.634.904.133,03
- VC (variable cost) = Rp. 2.713.310.598.594,25
- S (harga penjualan) = Rp. 4.794.413.019.976,80

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= 47,10\%
 \end{aligned}$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi

$$\begin{aligned}
 &= \text{BEP} \times \text{Kapasitas/tahun} \\
 &= 47,10\% \times 250.000 \\
 &= 117.757,2567 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

$$PB_i = \frac{(100\% - BEP) - (100\% - \%kapasitas)}{(100\% - BEP)} \times PB$$

Tahun I diasumsikan kapasitas pabrik 65% dari kapasitas produksi total, sehingga :

$$PB_I = \frac{(100\% - 47,10\%) - (100\% - 65\%)}{(100\% - 47,10\%)} \times 1.355.205.248.138,39$$

$$= \text{Rp. } 458.517.412.598,72$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) Tahun I:

$$C_A = \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat}$$

$$= \text{Rp. } 458.517.412.598,72 + \text{Rp. } 379.808.414.079,71$$

$$= \text{Rp. } 838.325.826.678,42$$

Tahun II diasumsikan kapasitas pabrik 85% dari kapasitas produksi total, sehingga :

$$PB_{II} = \frac{(100\% - 47,10\%) - (100\% - 85\%)}{(100\% - 47,10\%)} \times 1.355.205.248.138,39$$

$$= \text{Rp. } 970.910.461.478,53$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) Tahun II:

$$C_A = \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat}$$

$$= \text{Rp. } 970.910.461.478,53 + \text{Rp. } 379.808.414.079,71$$

$$= \text{Rp. } 1.350.718.875.558,23$$

7. Shutting Down Point (SDP)

SDP adalah titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi

$$SDP = \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

Diketahui :

- SVC (semi variable cost) = Rp. 387.634.904.133,03
- VC (variable cost) = Rp. 2.713.310.598.594,25
- S (harga penjualan) = Rp. 4.794.413.019.976,80

$$SDP = \frac{(0,3 \text{ SVC})}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

$$= 6,43\%$$

Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi

$$\begin{aligned}
 &= \text{SDP} \times \text{Kapasitas/tahun} \\
 &= 6,43\% \times 250.000 \\
 &= 16.064,3677 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Net Present Value (NPV)

Diasumsikan masa konstruksi selama 2 tahun (tahun ke-1 = 40% & tahun ke-2 = 60%):

$$\begin{aligned}
 C_{A-2} &= 40\% \times \text{FCI} \times (1+i)^2 \\
 &= 40\% \times 3.798.084.140.797,05 \times 1,26563 \\
 &= \text{Rp. } 1.922.780.096.278,51 \\
 C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times (1+i)^1 \\
 &= 60\% \times 3.798.084.140.797,05 \times 1,125 \\
 &= \text{Rp. } 2.563.706.795.038,01 \\
 C_{A0} &= -C_{A-1} - C_{A-2} \\
 &= -2.563.706.795.038,01 - 1.922.780.096.278,51 \\
 &= \text{Rp. } -4.486.486.891.316,51
 \end{aligned}$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$\text{NPV} = C_A \times F_d$$

$$F_d = \frac{1}{(1+i)^n}$$

Tahun ke-	Cash Flow (C _A) (Rp.)	F _d i = 12,50%	NPV (Rp.)
0	-4.486.486.891.316,51	1	-4.486.486.891.316,51
1	838.325.826.678,42	0,8889	745.178.512.603,04
2	1.350.718.875.558,23	0,7901	1.067.234.667.107,74
3	1.735.013.662.218,09	0,7023	1.218.555.548.773,20
4	1.735.013.662.218,09	0,6243	1.083.160.487.798,40
5	1.735.013.662.218,09	0,5549	962.809.322.487,47
6	1.735.013.662.218,09	0,4933	855.830.508.877,75
7	1.735.013.662.218,09	0,4385	760.738.230.113,56
8	1.735.013.662.218,09	0,3897	676.211.760.100,94

9	1.735.013.662.218,09	0,3464	601.077.120.089,72
10	1.735.013.662.218,09	0,3079	534.290.773.413,09
WCI		670.250.142.493,60	
Total		4.688.850.182.541,99	

Tahun ke-	Cash Flow (C _A) (Rp.)	NPV	
		i = 12,50%	i = 13,10%
0	-4.486.486.891.316,51	-4.486.486.891.316,51	-4.486.486.891.316,51
1	838.325.826.678,42	745.178.512.603,04	741.238.470.840,01
2	1.350.718.875.558,23	1.067.234.667.107,74	1.055.978.753.237,55
3	1.735.013.662.218,09	1.218.555.548.773,20	1.199.328.670.146,52
4	1.735.013.662.218,09	1.083.160.487.798,40	1.060.433.212.485,29
5	1.735.013.662.218,09	962.809.322.487,47	937.623.377.255,28
6	1.735.013.662.218,09	855.830.508.877,75	829.036.272.369,49
7	1.735.013.662.218,09	760.738.230.113,56	733.024.749.144,20
8	1.735.013.662.218,09	676.211.760.100,94	648.132.416.838,87
9	1.735.013.662.218,09	601.077.120.089,72	573.071.550.787,10
10	1.735.013.662.218,09	534.290.773.413,09	506.703.559.009,26
WCI		670.250.142.493,60	670.250.142.493,60
Total		4.688.850.182.541,99	4.468.334.283.290,65

Modal awal (TCI) = Rp 4.468.334.283.290,65

$$\begin{aligned}
 \text{Ratio} &= \frac{\text{NPV}}{\text{TCI}} \\
 &= \frac{4.468.334.283.290,65}{4.468.334.283.290,65} \\
 &= 1,00
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai : 13,10% per tahun.

Harga *i* yang diperoleh lebih besar dari harga *i* untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 12,50% per tahun