

PRA-RANCANGAN PABRIK ASETAL DEHID

DARI ETILEN

Kapasitas 16.500 ton / tahun



UNIVERSITAS

BOGOWA
OLEH :

AISYA PALIMA : 45 99 044 016

SUHARNI : 45 99 044 014

JURUSAN TEKNIK INDUSTRI

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS "45"

MAKASSAR

2004

PENGESAHAN TUGAS AKHIR

PRA-RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI ETILEN
KAPASITAS 16.500 TON/TAHUN

OLEH

Aisyah Palima 4599044016

Suharni 4599044014

*Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat
untuk mencapai gelar Sarjana Teknik Industri
(Program Studi Teknik kimia) Fakultas Teknik*

Universitas "45" Makassar

Skripsi ini telah diseminarkan

Pada tanggal : 7 Juni 2004

Tim Pengaji

ua Sidang : Ir. ABD HAYAT KASIM,MT
ertaris : Ir. AL-GAZALI
gota : 1. Ir. ZULMAN WARDI, MSi
2. Ir. HJ. MAHYATI, MSi.
3. Ir. RIDWAN

(.....)
(.....)
(.....)
(.....)
(.....)

Pembimbing I

Ir. ABD HAYAT KASIM, MT

Pembimbing III

Ir. AL-GAZALI

Pembimbing II

Ir. MANDASINI, MSi

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Industri
(Program Studi Teknik Kimia)

Ir. RIDWAN

PENGESAHAN TUGAS AKHIR

asarkan Surat Keputusan Rektor Universitas "45" Makassar
or : 203/SK/FT/ U-45/VI/04 tentang Panitia dan Penguji Tugas Akhir,
a :

hari / tanggal : Sabtu / 12 Juni 2004

Tugas Akhir atas Nama : 1. Aisyah Palima : 4599044016
2. Suharni : 4599044014

Judul Tugas Akhir : "PRA-RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI
ETILEN KAPASITAS 16.500 TON/TAHUN

Telah diterima dan disahkan oleh Panitia dan Penguji Tugas Akhir Sarjana
gara Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar.

Telah dipertahankan didepan Panitia dan Penguji Tugas Akhir Sarjana Negara
uk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana (S-1) pada Jurusan
nik Industri (Program Studi Teknik Kimia) Universitas "45" Makassar.

PENGAWAS UMUM

DR RACHMAT BARO, SH, MH.
(Rektor Universitas "45" Makassar)

TIM PENGUJI

Ketua Sidang : Prof. Dr. Ir. DJODI HARLIM
Ketua : Ir. HAMSINA, MSi
Anggota : Ir. ZULMAN WARDI, MSi
Ir. Hj. MAHYATI, MSi
Ir. RIDWAN

(.....)

(.....)

(.....)

(.....)

(.....)

(.....)

(.....)

(.....)

disahkan

ekan Fakultas Teknik
niversitas "45" Makassar

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia

r. M . NATSIR ABDUH, MSi

Ir. RIDWAN

KATA PENGANTAR

Puji syukur alhamdulillah penulis panjatkan kehadirat Allah SWT, yang telah melimpahkan rahmat-Nya atas penyusunan tugas akhir, pelaksanaan tugas akhir, sampai dengan selesaiannya tugas akhir dengan judul “ Pra Rancangan Pabrik Natrium Klorat dari Natrium Klorida”. Adapun tugas akhir Pra Rancangan Pabrik ini merupakan syarat yang harus dipenuhi untuk menyelesaikan program studi Strata Satu (S1) pada Jurusan Teknik Industri, Fakultas Teknik, Universitas “45” Makassar. Pada kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada yang terhormat:

1. Kedua orang tua (mama & papa) yang tercinta dan yang telah memberikan bantuan moril, material, serta doa tulus kepada kami.
2. Bapak DR. H. Rahmat Baro, SH. MH. Selaku rektor Universitas “45” Makassar.
3. Bapak Ir. M. Natsir Abdurrahman, M.Si, selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas “45” Makassar.
4. Bapak Ir. Ridwan, selaku Ketua Jurusan Teknik Industri Universitas “45” Makassar.
5. Bapak Ir. Hayat Kasim, MT. selaku Pembimbing I yang telah memberikan motivasi, arahan dan petunjuk.
6. Bapak Ir. Mandasi, Msi selaku Pembimbing II yang telah memberikan bimbingan, dan arahan.
7. Bapak Ir. Al-Gazali selaku Pembimbing III yang telah memberikan petunjuk dan arahan.

8. Bapak dan Ibu Dosen sebagai penguji yang telah banyak membantu dan memberikan petunjuk kritik, saran dan arahan.
9. Segenap Bapak dan Ibu Dosen serta karyawan pada Jurusan Teknik Industri dan Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar.
10. Saudara-saudaraku,kak Ute, kak anni, kak Wati, adik Icchank,papa Yogi, adik Darni, serta ponakanku yang tersayang yaitu Yogi,Lia dan Winda.
11. Dan juga buat kak Fika, Mas Joko, Arfan,Nengsih serta ponakanku Salsabila dan Muhammad Bintang.
12. Teman-teman kami yaitu: Kak Ui, Ifdhal, Anca, Edi, Kak Dayat, Ata, Chandra, Kak Iwan, Hera, Imbang, Tiara dan Accong Yang telah banyak membantu kami baik langsung maupun tak langsung.
13. Rekan-rekan Mahasiswa (i) yang telah banyak membantu, baik secara langsung maupun tidak langsung.
14. Semua pihak yang telah membantu kami yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu.

Mengingat keterbatasan penulis sebagai manusia yang tidak luput dari kesalahan, maka dengan senang hati penulis menanti kritikan dan saran yang sifatnya membangun dari pembaca yang budiman.

Akhirnya penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat bermamfaat bagi kesejahteraan ummat serta jerih payah penulis bernilai ibadah disisi Allah SWT.

Amin ya rabbabal alamin.

Makassar, Juni 2004

DAFTAR ISI

	Halaman
kesahan	i
Pengantar	ii
ar Isi	iii
sari	iv
I. Pendahuluan	v
1. Latar Belakang	I - 1
2. Tinjauan Pustaka	I - 1
3. Kapasitas Produksi	I - 1
II. Uraian Proses	II - 1
III. Neraca Massa	III - 1
IV. Neraca Panas	IV - 3
V. Spesifikasi Alat	V - 13
VI. Perancangan Alat Utama	VI - 1
VII. Utilitas	VII - 1
VIII. Instrument dari Keselamatan Kerja	VIII - 1
IX. Lokasi dan Tata Letak Pabrik	IX - 1
X. Bentuk Organisasi dan Manajemen Perusahaan	X - 1
XI. Analisis Ekonomi	XI - 1
XII. Kesimpulan	XII - 1
Daftar Pustaka	
Lampiran	
1. Lampiran-A : Perhitungan Neraca Massa	Lamp.A-1
2. Lampiran-B : Perhitungan Neraca Panas	Lamp.B-1
3. Lampiran-C : Perhitungan Spesifikasi Alat	Lamp.C-1
4. Lampiran-D : Perhitungan utilitas	Lamp.D-1
5. Lampiran-E : Perhitungan Analisa Ekonomi	Lamp.E-1

INTISARI

Asetaldehid dibuat dari etilen dengan proses Wacker (*two stage process*) melalui proses oksidasi langsung menggunakan larutan katalis campuran CuCl₂ dan Cl₂. Reaksi berlangsung dalam reaktor gelembung (reactor sparger) pada suhu 80°C, tekanan 6,8 atm dengan waktu tinggal 5 menit. Reaksi bersifat sotermal dan sebagai pendingin adalah air.

Kapasitas produksi asetaldehid dirancang 16.500 ton/tahun, membutuhkan bahan baku etilen sebesar 10811,4 ton/tahun, air pendingin sebesar 408,9 ton/jam, steam sebesar 11,2 ton/jam, listrik 553.0727 kW dana bahan bakar 0,78 ton/jam. Pabrik direncanakan didirikan di daerah Dumai, propinsi Riau dengan luas tanah 1.800 m², bentuk perusahaan adalah perseroan Terbatas (PT) dengan sistem garis扁平化 dengan jumlah karyawan sebanyak 144 orang.

Pabrik ini beroperasi selama 24 jam perhari dan 300 hari kerja tiap tahun dengan pembagian jam kerja dilakukan berdasarkan sistem shiff untuk karyawan operasional.

Berdasarkan perhitungan analisa ekonomi diperoleh modal tetap Rp 52.832.944.200,- , modal kerja Rp. 22.924.941.630,- biaya produksi Rp 74.848.554.200,- hasil penjualan 189.750.000.000,- BEP = 55,21%, SDP = 21,43% berdasarkan pertimbangan teknik dan hasil perhitungan analisa ekonomi di atas maka pabrik asetaldehid berkapasitas 16.500 ton/tahun layak diteruskan kepada tahap perencanaan pabrik.

BAB I

PENDAHULUAN

UNIVERSITAS
BUSUWA



Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

BAB I

PENDAHULUAN

Latar Belakang

Asetaldehid (CH_3CHO) adalah bahan antara yang cukup penting dalam tesa bahan-bahan organik lain. Senyawa-senyawa seperti asam asetat, anhidrid m asetat, 1-Butanol, dan 2-etylheksana adalah produk-produk yang sebagian besar turunkan dari asetaldehid.

Selain itu asetaldehid juga digunakan untuk pembuatan pentaeritol, piridin, ral, dan beberapa turunan senyawa yang lain. Asetaldehid juga dimanfaatkan bagai bahan sintesis flavor, pembuatan resin, cat serta dalam pengawetan buah-anan.

Asetaldehid dapat diproduksi melalui beberapa macam proses dan berbagai han baku tertentu. Aspek ekonomis pembuatan asetaldehid sangat bergantung pada proses yang digunakan serta bahan baku yang dipilih. Beberapa bahan untuk emproduksi asetaldehid tersedia cukup di Indonesia dan dapat diperoleh dengan rga yang relatif murah.

Untuk masa yang akan datang, pemakaian asetaldehid sebagai zat perantara lam pembuatan asam asetat, anhidride asam asetat, dan lain-lain akan semakin butuhkan sebab sampai saat ini produk-produk tersebut masih belum dapat produksi di Indonesia. Ditinjau dari penggunaan tersebut, terutama dalam

majukan bidang industri kimia di Indonesia maka dengan adanya pabrik asetaldehid ini akan membantu memenuhi kebutuhan tersebut. Disamping itu, hal ini dapat membantu pemerintah untuk melaksanakan program pembangunan, terutama mengenai pengurangan import barang dari luar negeri.

- a. Menekankan nilai import asetaldehid
- b. Memperbesar volume produksi bagi industri yang mempergunakan bahan baku asetaldehid
- c. Asetaldehid yang diproduksi akan membantu memenuhi kebutuhan dalam negeri
- d. Mengurangi ketergantungan luar negeri dari segi jumlah asetaldehid

Berikut harga bahan baku gas etilen dipasaran adalah Rp 3.500 per kg sedangkan harga bahan baku asetaldehid adalah Rp 11.500 per kg (sumber : BPS Makassar)

2 Tinjauan Pustaka

Sejarah

Asetaldehid pertama kali dibuat oleh Scelle pada tahun 1774 dengan hidrogenasi etil alcohol dan dikenal sebagai senyawa pada tahun 1800 oleh Fureroy dan Vauquelin pada tahun 1835, Leibig mendapatkan senyawa tersebut melalui berapa tahap percobaan. Dengan nama "aldehid", yang berasal dari kata latin "cohol" dan "dehyde". Pada tahun 1881 Kutscherow menyelidiki pembentukan

taldehid dengan penambahan air pada asetilen. Selama perang dunia I, asetaldehid gunakan sebagai zat perantara pembuatan aseton dari asam asetat.

Khusus untuk penggunaan asetaldehid dalam industri di Indonesia, setiap pun terus menerus mengalami peningkatan, hal ini disebabkan karena semakin banyaknya industri kimia yang tumbuh di Indonesia yang dalam prosesnya membutuhkan bahan baku asetaldehid. Data statistik untuk periode tahun 1997 sampai dengan 2002 menunjukkan kecenderungan peningkatan import asetaldehid, bagaimana dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel 1 : Data Import Asetaldehid

NO	TAHUN	IMPORT (ton)
1	1997	4960
2	1998	5965
3	1999	6970
4	2000	7925
5	2001	8980
6	2002	9985

Sumber : BPS Makassar Sulawesi - Selatan

Dari data di atas menunjukkan bahwa kebutuhan asetaldehid bagi negara Indonesia pada tahun-tahun mendatang semakin meningkat. Sekitar 60% asetaldehid gunakan untuk pembuatan asam asetat, sintesis piridin dan turunannya, paraasetik id, asetat ester dan paraerithritol memerlukan sekitar 40% hasil produksi etaldehid.

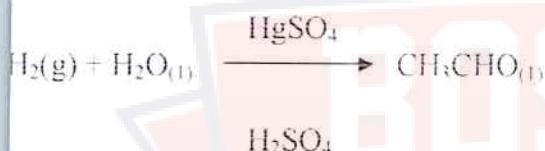
Proses Produksi Asetaldehid

Asetaldehid diproduksi secara komersil dengan empat macam proses, yaitu :

1. Hidrasi asetilen
2. Direct oksidasi etilen (proses waker)
3. Oksidasi dan dehidrogenasi etanol dalam fase uap
4. Oksidasi buatan dalam fase uap
- 5.

Hidrasi asetilen

aksi yang terjadi :



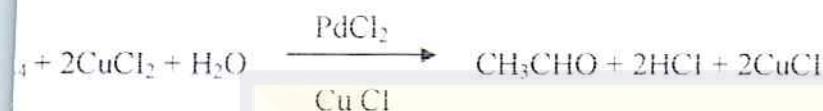
Proses pembuatan asetaldehid dari bahan baku asetilen adalah asetilen dengan murnian 99,5% diumpulkan ke dalam reactor yang bertekanan 1,4 atm, dan suhu langsung pada (70 – 100°C). Sebagai katalis dipakai HgSO_4 dan H_2SO_4 .

Hasil yang keluar dari reactor selanjutnya dialirkan ke separator kemudian ke ledge trap. Larutan bawah yang mengandung katalis dikembalikan ke reactor,angkan hasil atas dikondensasikan, kemudian ke separator dan masuk ke scrubber,angkan sisa gas asetilen dikembalikan ke reaktor.

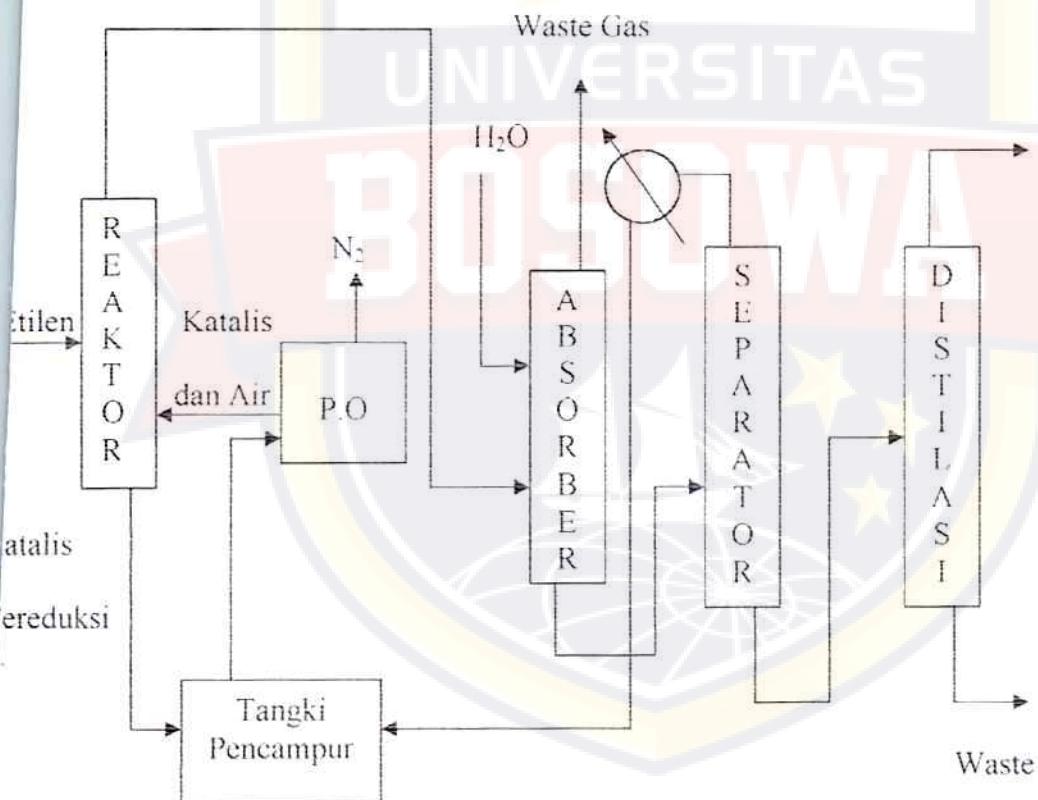
Produk asetaldehid dimurnikan dengan destilasi untuk mendapatkan etaldehid dengan kemurnian 95%. Saat ini proses tersebut tidak digunakan lagi.

Direct Oksidasi Etilen Dengan Proses Wacker (Two Stage Proses)

Katalis yang terjadi adalah :



lanjutnya katalis yang tereduksi diaktifkan kembali dengan oksidasi :



Gambar I. 1 Dierect Oksidasi Etilen Dengan Proses Wacker (Two Stage Proses)

Proses ini dimulai dengan bahan baku gas etilen 99,7% dimasukkan ke dalam tor vertikal bersama katalis dan air. Larutan katalis adalah CuCl_2 dan sedikit I_2 . Campuran hasil reaksi dalam bentuk uap selanjutnya dimasukkan dalam sorber untuk penyecutan HCl dan CH_3CHO , sisa gas etilen yang tidak terserap lar pada bagian atas absorber. Produk yang keluar pada bagian bawah absorber kemudian dialirkan ke dalam separator untuk pemisahan komponen HCl yang terbentuk pada reaktor dengan komponen asetaldehid dan air.

Komponen HCl yang berhasil dipisahkan kemudian dikondensasikan dan dampaung dalam tangki pencampur bersama dengan larutan katalis tereduksi yang keluar dari bagian bawah reaktor, kemudian dimasukan kedalam preliminary oxidizer dan dikontakkan secara langsung dengan udara dari kompresor untuk proses pengaktifan kembali larutan katalis, larutan katalis yang telah diaktifkan dalam preliminary oxidizer kemudian dialirkan kembali kedalam reaktor bersama air, sementara gas - gas yang terbentuk dialirkan ke pembuangan.

Komponen asetaldehid dan air yang dapat dipisahkan pada separator selanjutnya dikeluarkan pada bagian bawah separator dan dimasukkan kedalam menara desetilasi untuk proses pemurnian, sehingga diperoleh asetaldehid dengan pemurnian 99% sebagai produk.

Oksidasi dan Dehidrogenasi Etanol Fase Gas.

Oksidasi etanol

Aksi yang terjadi:

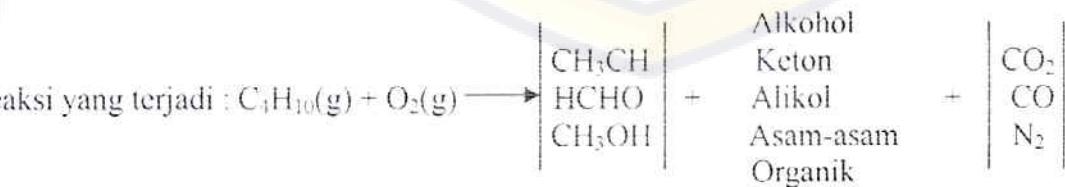


Uap alkohol dan udara yang telah dipanaskan dicampur dan dimasukkan ke reaktor yang mengandung katalis siver quaze. Gas keluar reaktor dimasukkan ke dalam scrubber dimana larutan encer alkohol yang dingin akan mclarutkan asetaldehid dan uap alkohol sisa. Gas yang keluar dimasukkan lagi ke scrubber sebelum dibuang. Larutan dari bawah scrubber masuk kolom refining menghasilkan ~% asetaldehid, sedangkan larutan alkohol dari bottom dipekatkan dengan kolom distillasi. Untuk proses ini, temperatur reaktor adalah $(375 - 550)^\circ\text{C}$.

Dehidrogenasi etanol



Temperatur yang diizinkan $(260 - 290)^\circ\text{C}$ pada tekanan atmosfir. Konversi etanol menjadi asetaldehid biasanya $(30 - 50\%)$. Yield di atas 90% . Dari konveksi ini dapat asam asetat, etil asetat dan 1 – butanol dalam jumlah kecil.



Proses ini dimulai dengan gas butana yang dioksidasi dengan oksigen untuk menghasilkan suatu campuran kompleks dari persenyawaan kompleks, yang

studian dipisahkan dengan proses fraksinasi. Butana dicampur dengan udara yangompresikan dan dimasukkan ke dalam furnace atau heater pada tekanan 100 psi. Campuran gas tersebut dipanaskan hingga mencapai suhu 455°C. Gas tersebut dilirikn kedalam reaktor untuk proses oksidasi. Reaksi yang terjadi adalah otermis. Campuran gas hasil reaksi diserap dalam quence absorber dan absorber dua, guna memberi kesempatan pada hidrokarbon yang belum bereaksi untuk recycle. Larutan yang terdapat dari bottom dimasukkan ke flash tower untuk pisahkan, sedangkan zat organik yang keluar dari bagian atas, dialirkan ke bagian murnian guna mendapatkan hasil yang dikehendaki.

Karena proses dan pemisahan produk sangat sulit, maka proses ini tidak nyak digunakan dalam memproduksi asetaldehid.

Spesifikasi bahan baku.

Bahan baku yang digunakan adalah etilen dan oksigen dengan sifat – sifat bagai berikut:

Tabel I.1 : sifat – sifat etilen

Sifat	Nilai
Berat molekul, gr/mol	28,05
Melting point, °C	-169
Boiling point, °C	-103,9
Spesifik gravity	0,57 ^{102/4}
Densitas, kg/m ³	1,2542
Panas pembentukan pada 25°C, kj/gmol	52,283
Panas pembakaran pada 25°C, kj/gmol	-1410,99
Panas laten penguapan pada -103,71°C, cal/gr	115,39
Suhu kritik, °K	282,7
Tekanan kritik, bar	49,838

Sumber : Perry Chemical Engineering Hand Book, 1984

Tabel 1.2 : Sifat – sifat O₂

Sifat	Nilai
Berat molekul	32
Melting point, °C	-218,4
Boiling point, °C	-183
Spesifik gravity	1,14 ⁻¹⁸⁸
Densitas, kg/m ³	1,4288
Panas pembentukan pada 25°C, kJ/gmol	38,86
Panas laten penguapan pada -103,71°C, cal/gr	1,629
Suhu kritik, °K	154,2
Tekanan kritik, bar	49,048

Sumber : Perry Chemical Engineering Hand Book, 1984

Tabel 1.3 : Sifat – sifat Air

Sifat	Nilai
Berat molekul	18
Melting point, °C	0
Boiling point, °C	100
Densitas, kg/m ³	998
Heat vaporation, j/mol	40,683
Reference temperatur for liquid density, °C	20
Panas latent, kcal/kg	539
Suhu kritik, °K	374,5
Tekanan kritik, bar	220,5

Sumber : Perry Chemical Engineering Hand Book, 1984

Spesifikasi Produk.

Asetaldehid merupakan cairan tidak berwarna dan mudah terbakar, rumus ikulnya "CH₂CHO", berbau seperti buah – buahan. Pada suhu kamar dapat larut am senyawa perbandingan dengan air, larut dalam sebagian besar pelarut organik, seperti aseton, benzene, etil alkohol, etil eter, gasoli, toluene, xylen, terpentin, dan m asetat.

Tabel 1.4 : sifat – sifat Asetaldehyd

Sifat	Nilai
Berat molekul, gr/mol	44,02
Melting point, $^{\circ}\text{C}$	-123,5
Boiling point, $^{\circ}\text{C}$	20,4
Flash point, $^{\circ}\text{F}$	50
Densitas, kg/mol	
Pada 0 $^{\circ}\text{C}$	0,8090
Pada 20 $^{\circ}\text{C}$	0,7833
Pada 50 $^{\circ}\text{C}$	0,1409
Laten heat of pada 1 atm, cal/gr	17,6
Laten heat vaporization 1 atm, cal/gmol	6,01
Suhu kritik, $^{\circ}\text{K}$	46,9
Tekanan kritik, bar	55,7
Panas pembakaran cairan, cal/gmol	279,2
Energi bebas pembentukan pada 25 $^{\circ}\text{C}$, cal/gmol:	
Cairan	-31,880
Gas	-32000
Titik nyala, $^{\circ}\text{C}$	165
Moment dipol	$2,72 \cdot 10^{-8}$
Spesifik heat, cal/gmol	0,65
Viskositas pada 15 $^{\circ}\text{C}$, cgs/unit	0,02456
Tegangan permukaan cairan, dyne/cm:	
Pada temperatur 0 $^{\circ}\text{C}$	23,9
Pada temperatur 20 $^{\circ}\text{C}$	21,2
Pada temperatur 50 $^{\circ}\text{C}$	17,0
Indeks bias	1,3316
Tekanan uap	
Pada T = 0 $^{\circ}\text{C}$, mmHg	337
Pada T = 10 $^{\circ}\text{C}$, mmHg	503,4
Pada T = 27,55 $^{\circ}\text{C}$, mmHg	1000
Pada T = 20,8 $^{\circ}\text{C}$, mmHg	1
Pada T = 44,5 $^{\circ}\text{C}$, mmHg	2
Pada T = 58,3 $^{\circ}\text{C}$, mmHg	3
Pada T = 75,7 $^{\circ}\text{C}$, mmHg	5

Sumber : Perry Chemical Engineering Hand Book, 1984

nginkan untuk memproduksi asetaldehid dengan komposisi :

CH_3CHO = 99%

O_2 = 1%

Aksi dari asetaldehid dapat digolongkan dalam :

- a. Oksidasi
- b. Reduksi
- c. Klorinasi
- d. Kondensasi

Oksidasi

Asetaldehid dapat dioksidasi oleh udara menjadi persenyawaan asam asetat, hidrid asam asetat dan asam parasetat. Pada fase liquid hasil utamanya adalah periode interdat, asam asetat, asam peroxide asetat dan anhidrid asam asetat.

Reduksi

Asetaldehid dengan mudah mereduksi larutan amonikal. Larutan amonikal dari perak oksida menjadi cermin perak dan larutan fehling menjadi Cu_2O , dimana ada saat yang sama akan tereduksi menjadi asam asetat. Dalam bentuk encer asetaldehid dapat direduksi menjadi etanol dengan sodium amalgam/zeng serta katalisator nikel.

inasi

Reaksi klorin dengan asetaldehid akan menghasilkan klorat (CCl_3CHO) dengan cara mengganti tiga atom dalam gugus metil.

idensasi

Asetaldehid dapat berkondensasi dengan beberapa senyawa organik antara lain HCN, sodium bisulfit, ammonia, hidroksi amin dan pheril hidrazin.

Asetaldehid dipergunakan sebagai zat perantara dalam pembuatan :

- a. asam asetat
- b. anhidrit asam asetat
- c. butyl alkohol
- d. butiraldehid
- e. kloral
- f. sellulosa asetat
- g. vinit asetat resin
- h. metaldehid
- i. asam parasetat
- j. piridin

Kapasitas Produksi

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan kapasitas produksi lain; bahan baku yang tersedia, kebutuhan konsumen akan bahan yang akan produksi dan lain – lain.

Ditinjau dari kebutuhan konsumen, perlu diperhatikan jumlah permintaan yang dihasilkan dari tahun ke tahun serta banyaknya bahan yang masih dipor dari pabrik yang direncanakan ini. Kebutuhan asetaldehid di Indonesia setiap un semakin meningkat, oleh karena itu penentuan kapasitas pabrik yang encanakan itu didasarkan atas banyaknya jumlah impor. Data impor asetaldehid i tahun 1997 sampai 2002 dapat dilihat pada tabel data impor asetaldehid. Dari ta impor tersebut dapat diperkirakan kebutuhan asetaldehid bagi negara Indonesia da tahun – tahun mendatang akan semakin meningkat.

Pabrik asetaldehid ini direncanakan akan didirikan pada tahun 2008, dan rdasarkan data impor, maka dengan metode ekstrapolasi dapat diperkirakan pada hun 2008 kapasitas impor asetaldehid dapat mencapai 16.500 ton/tahun. Jumlah butuhan impor tersebut menggambarkan jumlah kebutuhan dalam negeri. erdasarkan jumlah kebutuhan dalam negeri tersebut, maka dalam perancangan abrik ini ditetapkan kapasitas produksi sebesar 16.500 ton/tahun

BAB II

URAIAN PROSES

UNIVERSITAS
BUSUWA

Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

BAB II

URAIAN PROSES

Pembuatan asetaldehid (CH_3CHO) menggunakan proses Wecker dengan rect oksidasi etilen (C_2H_4) dikembangkan oleh Hochst dan dipublikasikan dalam rnal "Hydrocarbon Proses" edisi November tahun 1981. Proses ini dilakukan elalui beberapa tahapan :

1.1 Tahap Reaksi

Etilen dengan kemurnian yang tinggi (99%) pada suhu 30°C dan tekanan 8 atm yang berada dalam tangki etilen (F-100) selanjutnya diumpulkan ke dalam ektor vertikal (R-200). Air yang mengandung larutan katalis CuCl_2 dan sedikit PdCl_2 dari tangki katalis (F-110) dialirkan ke dalam reaktor (R-200) bersamaan dengan masuknya gas etilen.

Kondisi operasi reaktor yaitu pada temperatur 80°C dan tekanan 6,8 atm. Reaksi tersebut bersifat eksoterm dan untuk mempertahankan suhu, maka reaktor dilengkapi dengan coil pendingin yang dipasang di dalam reaktor.

Hasil atas yang keluar dari reaktor terdiri atas uap asetaldehid, HCl , sisa gas etilen bersama impurities dan air. Selanjutnya produk atas reaktor ini diimasukkan dalam menara absorber (D-300) untuk menyerap komponen asetaldehid dan HCl , sementara sisa gas etilen akan keluar pada bagian atas menara absorber sebagai gas buang. Sedangkan hasil bawah reaktor (R-200) mengandung larutan katalis tereduksi,

itu CuCl dan PdCl₂ bersama air yang kemudian dikeluarkan dan ditampung dalam tangki pencampur (M-120).

2.2 Tahap Penyerapan dan Pemisahan

Proses penyerapan ini terjadi dalam menara absorber (D-300) berupa kolom packing dengan media penyerap air. Umpam masuk ke dalam menara absorber dalam bentuk uap pada tekanan 6,8 atm dan temperatur operasi 80°C melalui nosel ada bagian bawah menara, sementara air penyerap masuk melalui nosel pada bagian atas menara. Masing-masing akan melewati dan berbentuk di dalam kolom packing ada menara absorber secara berlawanan arah sehingga proses penyerapan terjadi. Pada proses penyerapan ini semua komponen asetaldehid (CH₃CHO) dan HCl dapat terserap, hal ini karena kedua komponen mempunyai sifat kelarutan yang besar terhadap air sedangkan komponen gas etilen bersama impurities dan sisa reaksi di dalam reaktor (R-200) akan keluar pada puncak menara sekitar 4,4 atm dan temperatur 46°C. Larutan asetaldehid, HCl dan air akan keluar pada bagian bawah (bottom) menara absorber pada temperatur 34°C dan dialirakan menuju ke separator (F-310) untuk proses pemisahan.

Pada separator (F-310) terjadi pemisahan antara HCl, asetaldehid dan air. Tekanan operasi separator (F-310) antara 4,3 atm dengan temperatur umpan masuk sekitar 34°C. Komponen HCl dan sedikit asetaldehid (CH₃CHO) akan keluar pada bagian atas separator (F-310), selanjutnya menuju kondensor (E-311) untuk

condensasikan sebelum ditampung dalam tangki pencampur (M-120) bersama produk bawah reaktor (R-200). Cairan yang keluar pada bagian bawah separator (F-0) adalah komponen asetaldehid dan air yang dipanaskan dulu dalam heater (E-2) sampai temperatur 76°C selanjutnya dialirkan menuju menara destilasi (D-320) untuk proses pemurnian.



3 Tahap Pengaktifan Katalis

Tahap ini dimulai dengan mengalirkan larutan dari tangki pencampur (M-20) yang terdiri dari larutan katalis tereduksi CuCl, PdCl₂ dan air yang bercampur dengan komponen HCl dan asetaldehid menuju ke heater (E-122) untuk dipanaskan pada temperatur 107°C selanjutnya dimasukkan ke dalam peliminari oxidizer (D-130) untuk proses oksidasi dengan udara yang dikspansikan melalui kompressor udara (G-133). Menara beroperasi pada temperatur 107°C dan tekanan 2,2 atm. Setelah proses oksidasi, sisa gas O₂ dan N₂ bersama CO₂ dari hasil reaksi antara asetaldehid dan udara dikeluarkan pada bagian atas menara untuk dibuang. Sedangkan larutan katalis yang diaktifkan dikeluarkan pada bagian bawah menara kemudian dialirkan ke heat exchanger (E-132) untuk didinginkan sebelum ditampung dalam tangki katalis (F-110) bersama air. Dari tangki katalis (F-110), larutan katalis dan air dipompa menuju reaktor (R-200).

4 Tahap Pemurnian

Proses pemurnian ini terjadi dalam menara destilasi (D-320). Tekanan erasi menara destilasi sekitar 1,6 atm di dalam alat ini hampir semua komponen etaldehid (CH_3CHO) akan menguap dan keluar pada puncak menara destilasi sebagai refluks dan sebagian diambil sebagai produk dengan kemurnian asetaldehid 9% dan 1% air, yang kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan produk etaldehid (F-400).



BAB III

NERACA MASSA

Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

BAB III

NERACA MASSA

kapasitas = 2291,6667 kg/jam

operasi pabrik = 24 jam/hari (300 hari kerja pertahun)

satuan = kg/jam

asis = 1 jam

L1 REAKTOR (R-200)

Fungsi : mereaksi gas etilen (C_2H_4) dengan larutan katalis dan H_2O membentuk asetaldehid (CH_3CHO)

Tabel III.1 Neraca Massa Total Reaktor

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah	Komponen	Jumlah
Dari tangki etilen C_2H_4	1497,0840	Ke Tangki pencampur H_2O	127096,0132
C_3H_6	4,5047	$PdCl_2$	99,7657
		$CuCl$	10638,8779
Sub Total	1501,5887	Sub Total	137834,6568
Dari tangki katalis H_2O	128063,5077	Ke Absorber H_2O	24,3256
$CuCl_2$	14252,2399	HCl	3825,0497
$PdCl_2$	99,7657	C_2H_4	29,9417
$CuCl$	106,8918	C_3H_6	4,5048
sub total	142522,3991	CH_3CHO	2305,5094
		Sub total	6189,3312
Total	144023,9879	Total	144023,9879

.2 ABSORBER (D-300)

ngsi : Untuk menyerap komponen HCl dan CH₃CHO sebelum masuk ke separator

Tabel III.2 Neraca Massa Total Absorber

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Dari Reaktor		Dibawah gas	
H ₂ O	24,3256	C ₂ H ₄	29,9417
He	3825,0498	C ₃ H ₆	4,5048
C ₂ H ₄	29,9417	Sub Total	34,4465
C ₃ H ₆	4,5048	Dibawah liquid ke (Separator)	
CH ₃ CHO	2305,5094	HCl	3825,0498
Sub Total	6189,3313	CH ₃ CHO	2305,5094
H ₂ O Penyerap	3067,1529	H ₂ O	3091,4785
		Sub Total	9222,0377
Total	9256,4842	Total	9256,4842

3.3 SEPARATOR

Fungsi : Untuk memisahkan antara komponen HCl dari CH₃CHO berdasarkan tekanan

Tabel III.3 Neraca Massa Total Separator

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Dari Absorber		Dibawah gas ke Mixing	
HCl	3825,0497	HCl	3825,0497
CH ₃ CHO	2305,5094	CH ₃ CHO	5,7638
H ₂ O	3091,4785	Sub Total	3830,8135
		Dibawah liquid ke destilasi :	
		CH ₃ CHO	2299,7456
		H ₂ O	3091,4785
Total	9222,0376	Total	9222,0376

III.4 DESTILASI

Fungsi : Untuk memurnikan produk asetaldehid sehingga diperoleh kemurnian 99 %

Tabel III.4 Neraca Massa Total Destilasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Dari Separator :		Top produk ke tangki penampungan :	
CH ₃ CHO	2299,7456	CH ₃ CHO	2268,7501
H ₂ O	3091,4785	H ₂ O	22,9166
		Sub Total	2291,6667
		Bottom produk ke UPL :	
		CH ₃ CHO	30,9956
		H ₂ O	3068,5619
		Sub Total	3099,5575
Total	5391,2243	Total	5391,2243

III.5 PRELIMINARY OKSDIZER

HL.5 PRELIMINARY OKSDIZER

Fungsi : Mengaktifkan larutan katalisator tereduksi (mengoksidasi CuCl menjadi CuCl₂) dengan udara.

Tabel III.5. Neraca Massa Total Preliminary Oksidizer

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah	Komponen	Jumlah
Dari tangki pencampur :		Ke tangki katalis :	
PdCl ₂	99,7657	PdCl ₂	99,7657
CuCl	10638,8779	CuCl ₂	14252,2399
H ₂ O	127096,0132	CuCl	106,8918
CH ₃ CHO	5,7638	H ₂ O	128043,8898
HCl	3825,0497		
Sub Total	141665,4702	Sub Total	142502,7872
Udara dari kompressor		Gas buang :	
- O ₂	1018,6106	- O ₂	169,7685
- N ₂	3352,9264	- CO ₂	11,5226
		- N ₂	3352,9264
		Sub Total	3534,2175
Total	146037,0047	Total	146037,0047

BAB IV

NERACA PANAS

UNIVERSITAS
BUSUWA

Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

BAB IV

NERACA PANAS

tujuan : kkal

temperatur referensi : 25°C

asis : 1 Jam

V.1 REAKTOR (R-200)

Tabel IV.1 Neraca Panas Total Reaktor (R – 200)

Panas masuk		Panas keluar	
Komponen	kkal	Komponen	Kkal
C ₂ H ₄	32601,0253	C ₂ H ₄	652,0215
C ₃ H ₆	91,2114	C ₃ H ₆	96,2114
H ₂ O	7054278,7110	CH ₃ CHO	1344,5924
CuCl ₂	1532662,3110	H ₂ O	4,4894
PdCl ₂	15496,2455	SubTotal	42186,1393
CuCl	6902,0369	PdCl ₂	15496,2455
Sub Total	8642036,568	CuCl	686955,6746
QR (panas reaksi)	31641560,1700	H ₂ O	7000985,3570
		SubTotal	7703437,2770
		Qp (panas pendingin)	32537973,3200
Total	40283596,7400	Total	40283596,7400

IV.2 ABSORBER (D-300)

Tabel IV.2 Neraca Panas Total Absorber

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal	Komponen	Kkal
C ₂ H ₄	652,0215	Gas :	
C ₃ H ₆	96,2114	C ₂ H ₄	243,0504
HCl	40088,8246	C ₃ H ₆	35,8093
CH ₃ CHO	1344,5924	Sub Total	278,8597
H ₂ O	4,4894	HCl	19263,8988
Sub Total	42186,1393	CH ₃ CHO	11158,9593
Air penyerap	15257,8288	H ₂ O	26742,5635
Total	57443,9681	Sub Total	57165,4216
		Total	57443,9681

IV.3 SEPARATOR (F-310)

Tabel IV.3 Neraca Panas Total Separator

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal	Komponen	Kkal
HCl	19263,8988	Gas :	
CH ₃ CHO	11158,9593	HCl	8183,3676
H ₂ O	2674,5635	CH ₃ CHO	19,4070
		Sub total	8202,7746
		Cairan:	
		H ₂ O	34555,6332
		CH ₃ CHO	14407,0138
Total	57165,4216	Total	57165,4216

4 KONDENSOR (E-312)

Tabel IV.4 Neraca Panas Total Kondensor

Masuk		Keluar	
Komponen	kkal	Komponen	Kkal
Gas :		Q HCl	-140392,4470
Q HCl	6335,6865	Q CH ₃ CHO	-237,2065
Q CH ₃ CHO	14,9862	Sub Total	-140629,6535
		QP (Pendingin)	146980,3262
Total	6350,6727	Total	6350,6727

V.5 HEATER (E-313)

Tabel IV.5 Neraca Panas Total Heater

Komponen	Masuk (kkal)	Keluar (kkal)
Q CH ₃ CHO	14407,0138	68452,4328
Q H ₂ O	34555,5199	158932,7748
Q steam	178422,6739	
Q Total	227385,2076	227385,2076

IV.6 DESTILASI (D-320)

Tabel IV.6 Neraca Panas Total Destilasi

Panas masuk		Panas keluar	
Komponen	Kkal	Komponen	Kkal
CH ₃ CHO	68452,4328	Destilat :	
H ₂ O	158932,7748	CH ₃ CHO	6525,6381
Sub Total	227385,2076	H ₂ O	98,245
QR	52816,3726	Bottom :	
		CH ₃ CHO	1653,4465
		H ₂ O	271550,9737
		Sub Total	273204,4202
Total	283601,5802	QC (panas kondensor)	3773,2769
		Total	283601,5802

IV.7 COOLER (E-323)

Tabel IV.7 Neraca Panas Total Cooler

Komponen	kkal	Komponen	kkal
Q CH ₃ CHO	1653,4465	Q CH ₃ CHO	172,8258
Q H ₂ O	271550,9737	Q H ₂ O	30552,8675
		Sub Total	30725,6933
		QP	242478,7269
Total	273204,4202	Total	273204,4202

IV.8 TANGKI PENCAMPUR (M-120)

IV.8 Tabel Neraca Panas Total Tangki Pencampur

Masuk		Keluar	
Komponen	Kkal	Komponen	Kkal
Dari : R - 200		Q PdCl ₂	15194,4542
PdCl ₂	15496,2455	Q CuCl	673579,8889
CuCl	686955,6746	Q H ₂ O	6867270,9810
H ₂ O	7000985,3570	Q HCl	143179,2105
SubTotal	7703437,2770	Q CH ₃ CHO	180,8475
Dari : (E - 312)			
HCl	8183,3676		
CH ₃ CHO	19,4070		
Sub Total	8202,7746		
Total	7699405,6050	Total	7699405,6050

V.9 HEATER (E-122)

Tabel IV.9 Neraca Panas Total Heater

Komponen	Masuk (Kkal)	Keluar (Kkal)
Q PdCl ₂	15194,3542	24057,9229
Q CuCl	673579,8889	1066200,8100
Q H ₂ O	6867270,9810	10472755,1400
Q HCl	143179,2105	247629,6619
Q CH ₃ CHO	180,8475	284,2087
Q steam	4111522,1390	-
Q Total	11810927,4200	11810927,4200

1.10 PRELIMINARY OXIDIZER (D-130)

Tabel. 10. Neraca Panas Total Preliminary Oxidizer

Masuk		Keluar	
Komponen	Kkal	Komponen	Kkal
Q PdCl ₂	24057,9229	Gas :	
Q CuCl	1066200,8100	Q O ₂	6036,8033
Q H ₂ O	10472755,1400	N ₂	145781,2860
Q HCl	247629,6619	Q CO ₂	593,7568
Q CH ₃ CHO	284,2087	Sub Total	152411,7461
Sub Total	11810927,7235	Cairan :	
Q O ₂	18540,7703	Q PdCl ₂	52238,6180
Q N ₂	72760,1395	Q CuCl	23244,4714
Total	91300,9098	Q H ₂ O	20852270,9700
QR (panas reaksi)	14343657,8100	Q CuCl ₂	5165720,5490
		Sub Total	26093474,6100
Total	26245886,1401	Total	26245886,1401

V. 11. COOLER (E-132)

Tabel 11. Neraca Panas Total Cooler

Komponen	Masuk	Keluar	
	Kkal	Komponen	Kkal
Q PdCl ₂	52238,6180	Q PdCl ₂	15496,2455
Q CuCl	23244,4715	Q CuCl	6902,0370
Q H ₂ O	20852270,9700	Q H ₂ O	7053198,4040
Q CuCl ₂	5165720,5490	Q CuCl ₂	1532662,3110
Total	26093474,6105	Total	26093474,6105

V. 12. COMPRESSOR (G-133)

Tabel 12. Neraca Panas Total Compressor

Komponen	Masuk	Keluar	
	kkal	Komponen	kkal
Q O ₂	1120,9654	Q O ₂	18540,7703
Q N ₂	4344,2696	Q N ₂	72760,1396
Sub Total	5465,2351		
Beban Kompressor	85835,6748		
Total	91300,9099	Total	91300,9099

BAB V

SPESIFIKASI ALAT BUSUWA

Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

BAB V**SPESIFIKASI PERALATAN****1. Tangki Penyimpanan Etilen (F - 100)**

Tinggi : Menyimpan bahan baku propilen selama 7 hari
 Jis : Tangki berbentuk Bola
 Kapasitas : 1501,5888 kg/jam
 Material konstruksi : karbon steel SA – 212 grade B
 Diameter : 35,5 ft
 Jarak tangki : 25 in
 Banyaknya : 1 buah

2. Tangki Katalis (F – 110)

Tinggi : Menampung sementara katalis dari preliminary oxidizer sebelum dialirkan ke reaktor
 Jis : Tangki silinder tegak dengan tutup atas dished head atau tutup bawah plat.
 Kapasitas : 314207,7351 lb/jam
 Material Konstruksi : Low Allow Ateel SA – 209 Grade T.
 Banyaknya : 1 buah
 Diameter Tangki : 3,2654 m
 Jarak tutup bawah : $\frac{1}{4}$ in
 Tinggi total : 5,5161 m

neter : 3,2654 m

al Shell : 3/8

al tutup atas : 3/8 in

3. Tangki pencampur (M – 120)

gsi : Untuk mencampur larutan katalis yang keluar dari bottom reactor dengan komponen HCL dan CH₃CHO dari kondensor.

is : Tangki silinder tegak yang dilengkapi dengan pengaduk dengan tutup atas dan bawah dished Head.

pasitas : 312308,5291 lb/jam

han Konstruksi : Stainles steel SA – 209 Grade T

mlah : 1 buah

nggi total : 7,4483 m

ameter : 113,5242 ft

ebal Shell : 5/16 in

ebal tutup atas : 5/16 in

ebal Tutup bawah: 516 in

enis pengaduk : Axial Turbin 4 Blade, 90 rpm

ower pengaduk : 0,008 Hp

ower motor : 0,01 Hp

4. Tangki Penampung Asetaldehid (F – 400)

gsi : Menampung produk Asetaldehid dari top produk menara destilasi.

is : silinder tegak dengan tutup atas dished head dan tutup bawah plat

pasitas : 5052,2542 lb/jam

han Konstruksi : Stainles steel SA – 209 grade T

lah : 1 buah

nggi Total : 8,2165 m

iameter : 5,4776 m

bal shell : 3/8 in

bal tutup atas : ½ in

bal tutp bawa : 3/8 in

malh : 1 buah

5. Kompressor Udara (G – 01)

ngsi : mengalirkan dan menaikkan tekanan udara menuju preliminary oxidizer

enis : sentrifugal

kapasitas : 4371,5370 kg/jam

ekanan :

suk = 1 atm = 14,7 psi

luar = 2,2 atm = 32,34 psi

aga penggerak : 6,2852 Hp

6. Reactor (R - 01)

gsi	: mereaksikan gas etilen (C ₂ H ₄) dengan larutan katalis dan H ₂ O membentuk asetaldehid (CH ₃ CHO)
is	: Reaktor gelembung (spanger)
nlah	: 1 buah
pasitas	: 142522,3950 kg/jam
ndisi operasi	: tekanan = 6,8 atm Temperatur = 80°C
bal shell	: 1 in
tup	
entuk	: Elipsodial dished head
inggi	: 7,5 m
ebal	: 1/8 in
spenser	
jenis	: perofated plate
diameter	: 406,8 cm
susunan lubang triangular pitch	
endingin	:

nis : Koil

han pendingin : Air

uran pipa NPS = 4 in esd 40

OD = 24 in

ID = 23.25 in

injang koil : 560,1619 ft

meter lilitan : 38, 2541 ft

mlah lilitan : 15

nggi lilitan : 5,3 m

han konstruksi : steinles steel SA – 240 type 316

7. Absorber (D –300)

ngsi : menyerap atau mengambil larutan asetaldehid dan HCL yang

terbawa gas sebelum ke separator.

nis : Packed Tower

mlah : 1 Buah

apasitas : 3067,1529 kg/jam

ahan konstruksi : karbon steel SA – 135 Grade B

iameter : 2,5645 m

ebal Shell : $\frac{3}{4}$ in

utup

bentuk : Torispherical dished head

bal	: 5/16 in
nggi	: 13,13 in
king	:
nis	: Ceramik Rasching ring
ormal Zise	: 1 ½ in
bal	: ¼ in
mlah	: 375 / ft ³
nggi	Packing : 51,9 ft
port	
enis	: Perforated sopport plate
diameter	: 58 ½ in
ebal	: 2 ½ in
umlah lubang	: 843
Diameter lubanh	: 1 in
stributor	
enis	: weir floe
Diameter	: 58 in
Jumlah Weir	: 48

8. Separator (F – 310)

gsi : Untuk memisahkan antara fasa uap dan fasa liquid yang keluar dari produk bawah absorber (D - 300)

is : Flash drum vertical separator

lah : 1 buah

pasitas : 18444,0752 kg/jam

han konstruksi : Stainless Steel type 340 SA 20 Grade S

iameter Bejana : 43.818 in

nggi Bejana : 6,211 ft

bal : $\frac{1}{4}$ in

itup

Bentuk : Dished Head

Tinggi : 6,9927 in

Tebal : $\frac{1}{2}$ in

9. Preliminari Oxidizer (O – 130)

ungsi : Mengaktifkan larutan katalistor tereduksi (mengoksidasi CuCl menjadi CuCl²) dengan udara

enis : Packed Tower

Kapasitas : 141665,4703 kg/jam

Bahan Konstruksi : Stainless Steel SA – 240 tipe 3116

Diameter : 6,67 ft

ggi : 21,86 ft
 al : $\frac{1}{4}$ in
 king : Ceramic rasching ring $1\frac{1}{2}$ in

up
 entuk : Torispherical Dished Head
 ebal : $\frac{3}{16}$ in
 inggi : 18,047 in

10. Destilasi (D – 320)

ngsi : Untuk memurnikan produk asetaldehid sehingga diperoleh kemunian 99 % berat.
 his : Bubble Cap Tray
 mlah : 1 Buah
 pasitas : 5391,2241kg/jam
 han konstruksi : Carbon Steel SA – 283 Grade C
 ameter menara : 5,6 m
 nggi Menara : 128 ft
 bal Shell : $\frac{7}{16}$ in
 tup
 Bentuk : Torispherical dished Head
 ebal : $\frac{3}{4}$ in

11. Tangki Akumulator (AC – 325)

gsi : Menampung Sementara produk destilasi yang keluar dari kondensor destilasi.

s : Silinder Horisontal

mlah : 1 Buah

apasitas : 3098,7689 Kg/jam

ahan Konstruksi : Carbon Stinlees Steel SA-135 Grade B

iameter : 46,7052 in

bal Shell : 3/16 in

bal tutup : 0,0347 in

12. Heater (E – 122)

ngsi : Memanaskan larutan dari tangki pencampur sebelum dikirim ke dalam pleminari oxidizer

nis : shell And tube horisontal

mlah : 1 buah

emanas : steam

apasitas : 5391,2243 Kg/jam

ahan konstruksi : Stainless steel

kuran Tube :

Jumlah : 160

Passes : 2

Dt : 3/4 in
 I : 0,652 in
 WG : 18
 tch : 1 in (triangular pitch)

ell : 15 $\frac{1}{4}$ in
 ffle Space : 3,05 in
 sses : 15/16

13. Cooler (E – 132)

ungsi : Mendinginkan larutan dari preliminary oxidizer sebelum di
 tampung dalam tangki katalis.

: 1 buah

: Air

: 142502,7872 Kg/jam

han Konstruksi : Carbon Steel

kuran Tube :

: 1377

: 24 ft

: 3/4 in

Dt : 0,652 in

WG : 18

pitch : 15/16 (Triangular pitch)

ll

: 39 in

ble Space : 7,8 in

ses : 1

14. Kondensor (E - 312)

ngsi : Mengembungkan dan mendinginkan produk atas separator

nis : Shell and tube horisontal

mlah : 1 buah

ndingin : Refrigeran Amoniak

as perpindahan Panas : 396,4600 ft²

apasitas : 9019,1413 kg/jam

ahan konstruksi : Stainless Stell

kuran Tube :

Jumlah : 114

Passes : 2

ODt : 3/4 in

IDt : 0,62 in

BWG : 18

Pitch : 1 in (Triangular Pitch)

Shell

: 13 $\frac{1}{4}$ in

ble Space : 2,65 in

ses : 1

15. Kondensor (E - 324)

ngsi : Menkondesasikan produk atas distilasi

is : Shell and tube horisontal

nlah : 1 buah

ndingin : Air

as perpindahan panas : 28,0801 ft²

pasitas : 7201,3079 kg/jam

han konstruksi : Carboon Steel

kuran Tube :

umlah : 40,8705

Passes : 2

ODt : 3/4 in

Dt : 0,62 in

hell

Ds : 12 in

Passes : 2

16. Reboiler Menara Distilasi (E – 322)

ngsi	: Menguapkan sebagian produk bawah kolom untuk dijadikan pemanas pada kolom.
is	: Shell and tube
nlah	: 1 buah
manas	: Steam
as perpindahan panas	: 127,8052 ft ²
pasitas	: 6295,9687
han konstruksi	: Carbon Steel
ururan Tube :	
umlah	: 160
Passes	: 1
ODt	: 3/4 in
IDt	: 0,652 in
BWG	: 18
Pitch	: 15/16 (Triangular Pitch)
hell	
Ds	: 15 ¼ in (1,2708 ft)
Buffle Space	: 3,05
Passes	: 15/16

17. Cooler (E - 323)

gsi : Mendinginkan produk bottom menara distilasi.

is : Shell and tube horizontal

lah : 1 buah

dingin : Air

as perpindahan panas : $276,8543 \text{ ft}^2$

pasitas : $314164,7872 \text{ kg/jam}$

han konstruksi : Carbon Steel

uran Tube :

umlah : 118

'asse : 6

panjang : 12 ft

ODt : 314 in

Dt : 0,652 in

BWG : 18

Pitch : 1 in (Triangular Pitch)

hell

IDs : $15 \frac{1}{4} \text{ in}$

Buffle Space : $15 \frac{1}{4}$

Passes : 1

18. Pompa (L)

Fungsi : Mengalirkan larutan katalis dari tangki katalis (F = 110 ke reaktor.

Jenis : Sentrifugal

Banyaknya pompa : 2 buah

Kapasitas : 0,005 ft³/dtk

Power pompa : 9,44 Hp

Power motor : 11,8 Hp

Bahan konstruksi : Komersial Steel

19. Pompa (L)

Fungsi : Mengalirkan larutan katalis dari bottom reactor ke tangki pencampur.

Jenis : Sentrifugal

Banyaknya pompa : 2 buah (1 buah untuk cadangan)

Kapasitas : 0,005 ft/dtk

Power pompa : 9,89 Hp

Power motor : 12,369 Hp

Bahan konstruksi : Komersial Steel

20. Pompa (L)

Fungsi : Mengalirkan produk dari bottom absorber ke separator

Jenis : Sentrifugal

Bahan : 2 buah (1 buah untuk cadangan)

Kapasitas : 0,0009 ft/dtk

Power pompa : 0,5439 Hp

Power motor : 0,6799 Hp

Bahan konstruksi : Komersial Steel

21. Pompa (L)

Fungsi : Mengalirkan larutan asetaldehid dari bottom separator menuju ke heater.

Tipe : Sentrifugal

Bahan : 2 buah (1 buah untuk cadangan)

Kapasitas : 0,0004 ft/dtk

Power pompa : 0,3875 Hp

Power motor : 0,4843 Hp

Bahan konstruksi : Komersial Steel

22. Pompa (L)

Fungsi : Mengalirkan larutan katalis dan H₂O dari preliminary oxidizer ke cooler (E – 132)

Tipe : Sentrifugal

Bahan : 2 buah (1 buah untuk cadangan)

Kapasitas : 0,005 ft/dtk

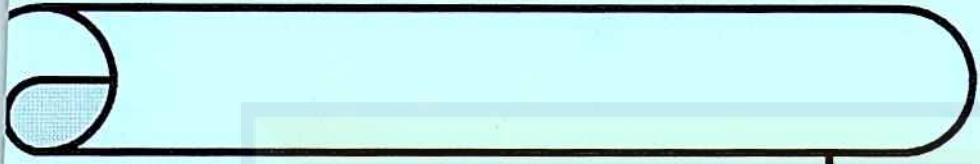
Power pompa : 9,44 Hp

Prarancangan Pabrik Asetaldehid dari Etilen

Power pompa : 0,1994 Hp

Power motor : 0,2005 Hp

Bahan konstruksi : Komersial Steel



BAB VI

PERANCANGAN TAS ALAT UTAMA



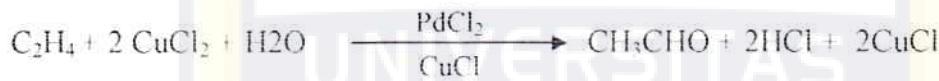
Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

... dan ...

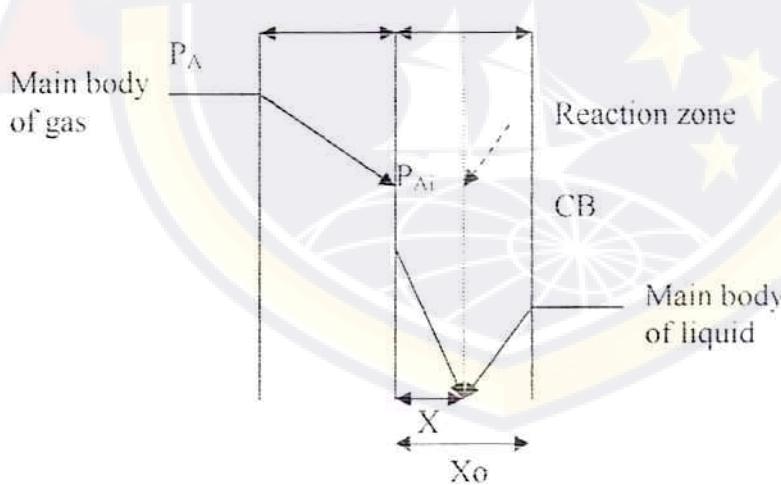
BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Alat utama yang dirancang adalah reaktor yang berfungsi sebagai tempat berlangsungnya reaksi antara gas etilen (C_2H_4) dengan larutan katalis campuran $CuCl_2$ dan $PdCl_2$. Reaktor dioperasikan pada kondisi suhu $80^\circ C$ dan tekanan 6.8 atm. reaktor yang digunakan adalah reaktor gelembung (sparger) dengan coil pendingin. reaksi yang terjadi :



Reaksi berjalan sangat cepat sehingga diasumsikan kecepatan reaksinya ditentukan oleh difusi gas etilen (C_2H_4) ke dalam larutan katalis dan dianggap reaksinya terjadi pada suatu bidang reaksi (Levenspiel halaman 412).



Gambar : Konsentrasi komponen reaktan yang diumpamakan oleh 2 film teori untuk suatu reaksi irreversible yang cepat untuk semua orde $A + bB \longrightarrow$ produk

:kanisme terjadinya reaksi sbb :

transfer massa gas A ke permukaan batas :

da lapisan batas terjadi kesetimbangan Henry

efusi gas A melalui lapisan cairan ke bidang reaksi

$$-r_A' = \frac{D_{AL}}{x} (C_{A0} - 0) \quad \dots \dots \dots \quad (3)$$

ifusi zat B melalui lapisan cairan ke bidang reaksi

ada keadaan stabil

$$-r_A' = -r_B' = \frac{D_{BL}}{N_A + N_B} (C_{B0} - 0)$$

$$\tau_{\text{au}} = \frac{D_B}{X_B - X_A} C_B$$

dari persamaan (3) didapatkan

$$-r_A' = \frac{D_{Al}}{x} (C_{Al} - 0)$$

tau

$$x = \frac{D_{Al}}{r_A} C_{Al}$$

persamaan (3) dan (5) diketahui :

$$x_0 - x = \frac{D_{BL}}{r_A} C_B$$

$$x_0 - \frac{D_{AL}}{r_A} C_{AL} = \frac{D_{BL}}{r_A} C_{BL}$$

$$\frac{D_{AI}}{-r_A} C_{AI} = x_0 - \frac{D_{BL}}{-r_A} C_B$$

Dari persamaan (1) dan (2) diperoleh :

$$-r_A' = K_{AG} (P_A - H, C_{Ai})$$

$$-r_A' = K_{AG} [P_A - H(x_0 - \frac{D_{BL}}{-r_A'} C_B) \frac{-r_A'}{D_{AL}}]$$

$$\frac{-\Gamma_A}{K_{AE}} = [P_A - H(x_0 - \frac{D_{BL}}{-\Gamma_A} C_B) \frac{-\Gamma_A}{D_{AL}}]$$

$$\frac{-r_A'}{K_{AE}} = P_A - \frac{H_x x_0 \cdot -r_A'}{D_{AL}} + \frac{H_x D_{BL} \cdot C_B \cdot -r_A'}{-r_A' \cdot D_{AL}} \quad x \text{ l/H}$$

$$\frac{-r_A'}{K_{AE} \cdot H} = \frac{P_A}{H} - \frac{x_0 \cdot -r_A'}{D_{AL}} + \frac{D_{BL}}{D_{AL}} C_B$$

$$\frac{-r_A'}{K_{AE} \cdot H} + \frac{x_0 \cdot -r_A'}{D_{AL}} = \frac{P_A}{H} + \frac{D_{BL}}{D_{AL}} C_B$$

$$-r_A' \left(\frac{1}{K_{AE} \cdot H} + \frac{x_0}{D_{AL}} \right) = \frac{P_A}{H} + \frac{D_{BL}}{D_{AL}} C_B$$

$$-r_A' = \frac{P_A \cdot H + D_{BL} \cdot D_{AL} \cdot C_B}{1 K_{AE} \cdot H + x_0 \cdot D_{AL}} \quad \dots \dots \dots (7)$$

$$\frac{D_{AL}}{x_0} = K_{AL} \quad \text{atau} \quad \frac{x_0}{D_{AL}} = \frac{1}{K_{AL}}$$

aka :

$$-r_A' = \frac{P_A \cdot H + D_{BL} \cdot D_{AL} \cdot C_B}{1 K_{AE} \cdot H + 1 K_{AL}} \quad \dots \dots \dots (8)$$

pendekatan : gas etilen yang digunakan mempunyai kemurnian yang tinggi sehingga K_{AG} besar sekali dan $P_A \approx P_{A1}$

untuk $K_{AG} = \dots \dots \dots$; maka $1/K_{AG} = 0$.

persamaan (8) menjadi :

$$-r_A' = \frac{P_{A1} \cdot H + D_{BL} \cdot D_{AL} \cdot C_B}{1 K_{AL}} \quad \dots \dots \dots (9)$$

persamaan (2) :

$$P_{A1} = H \cdot C_{A1} \quad \text{atau} \quad C_{A1} = P_{A1}/H$$

ka persamaan (9) menjadi :

$$- r_A' = \frac{C_{Ai} + D_{BL}}{1/K_{AL}} - D_{AL} \times C_B$$

$$= K_{Al} \left(C_{Al} + C_B \frac{D_{BL}}{D_{Al}} \right)$$

u:

nana

- r_A = kecepatan berkurangnya massa gas

K_{AL} = koefisien perpindahan massa gas dalam larutan

C_{AI} = konsentrasi gas C_2H_4 pada bidang batas antara gas dan cairan (interface)

C_B = konsentrasi CuCl_2 dalam larutan

D_{AL} = difusifitas C_2H_4 melalui lapisan cair

D_{BL} = difusifitas CuCl₂ dalam larutan

konentrasi gas C_2H_4 pada bidang batas antara gas dan cairan (interface) :

$$C_{Al} = P_{Al} / H = P_A / H$$

Dimana:

P_A = Takanan parsial gas O₂ dalam gas umpan masuk reaktor

= Fraksi mol O₂ x tekanan total gas masuk reaktor

$$= 0,997 \times 50,3916 \text{ atm}$$

$$= 50.2404 \text{ atm.}$$

konstanta Henry (H) untuk gas C₂H₄ dalam larutan 2CuCl + H₂O ditentukan dengan persamaan :

$$-\log = \frac{H}{H_w} = -0,093 \cdot I.$$

mana : I = Ionic strength = 1,5 Kg/mol/m³.

$$\log H_w = 4,117 - 0,059 T + 7,889 \cdot 10^{-5} T^2.$$

H_w = Konstanta Henry (Kg/mol/m³.Pa).

$$T; \text{ Suhu } (^{\circ}\text{K}) = (80 + 273) ^{\circ}\text{K} = 353 ^{\circ}\text{K}.$$

Jaka :

$$\log H_w = 4,117 - 0,059 (353) + 7,889 \cdot 10^{-5} (353)^2.$$

$$\log H_w = -6,8796$$

$$H_w = 1,3195 \cdot 10^{-7} \text{ kgmol}/\text{m}^3 \cdot \text{Pa}.$$

$$\log (H/H_w) = -0,093 \times 1,5$$

$$= -0,1395$$

$$(H/H_w) = 0,7253$$

$$H = 0,7253 \times H_w$$

$$= 0,7253 \times (1,3195 \cdot 10^{-7}).$$

$$= 9,5703 \cdot 10^{-8} \text{ kgmol}/\text{m}^3 \cdot \text{Pa}.$$

$$= 0,0097 \text{ kgmol}/\text{m}^3 \cdot \text{atm}.$$

$$= 97,5846 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kgmol}.$$

$$\text{tingga : } C_{\text{Al}} = \frac{1,47 \text{ atm}}{97,5846 \text{ m}^3 \text{ atm/kgmol.}}$$

$$= 0,0151 \text{ kgmol/m}^3.$$

$$= 0,0000151 \text{ grmol/cm}^3.$$

konentrasi larutan katalis (CuCl_2); CB :

komposisi larutan CuCl_2 masuk reaktor :

Komponen	Kg/Jam	Kgmol/Jam	X_i ;fraksi berat	ρ_i ;gr/cm ³
H_2O	128063,5017	7114,6389	0,8986	1000
CuCl_2	14252,2399	104,7959	0,1	797
PdCl_2	99,7657	0,5636	0,0007	2500
CuCl	106,8917	1,0636	0,0007	3530
Total	142522,3990	7221,0620	1,0000	7827

Densitas campuran :

$$\rho_L = \sum X_i \cdot \rho_i$$

$$= (0,8986 \times 1000) + (0,1 \times 797) + (0,0007 \times 2500) + (0,0007 \times 3530)$$

$$= 982,521 \text{ gr/cm}^3 \times 1 \text{ kg}/1000 \text{ gr} \times 100 \text{ cm}^3/1 \text{ m}^3$$

$$= 98,2521 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,9825 \text{ gr/cm}^3$$

ju alir volumetrik larutan :

$$Q = \frac{m}{p}$$

$$Q = \frac{142522,3990 \text{ kg/jam}}{98,2521 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1450,5787 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Konsentrasi larutan CuCl_2 mula-mula :

$$C_B = \frac{K_{\text{g/mol}} \cdot CuCl_2}{Q}$$

$$= \frac{104,7959 \text{ Kgmol/jam}}{1450,5787 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 0,0722 \text{ kgmol/m}^3$$

$$= 0,0722 \text{ grmol/cm}^3$$

Koefisien perpindahan massa gas C₂H₄ melalui lapisan cair (K_{AL}) dalam reaktor elembung tanpa pengadukan dapat dihitung dengan persamaan 18 – 136 hal 18 – 89

Perry's edisi 6 :

$$K_{AL} = \frac{D_{AL}}{dB} \times 0.42 \left[\frac{3 \text{ dB} \cdot g (\rho_L - \rho g)}{D_{AL} \cdot \rho_L} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{AL}} \right]^{1/6} \quad \dots \dots \dots (11)$$

Dimana :

K_{AI} = koefisien perpindahan Massa gas C₂H₄ melalui lapisan cair (/detik)

dB = diameter gelembung (cm)

g = percepatan gravitasi (cm/dtk²)

ρ_L = berat jenis larutan (gr/cm^3)

ρ_G = berat jenis gas (gr/cm^3)

μ_L = viskositas larutan ($\text{gr}/\text{cm.detik}$)

D_{AL} = difusitas gas O_2 melalui lapisan cair. (Cm^2/detik)

tuk menyelesaikan persamaan (11) di atas harus dihitung diameter gelembung yang terjadi dalam larutan. Gas C_2H_4 didistribusi ke dalam reaktor dengan "perforated plate" pada dasar reaktor. Diameter reaktor dihitung dari diameter perforated plated yang digunakan.

komposisi gas C_2H_4 masuk reaktor :

Komponen	Kg/Jam	Kgmal/Jam	X_i ;fraksi berat	BM;kg/kgmol
C_2H_4	1497,0840	53,4673	0,9980	28
C_3H_6	4,5048	0,1073	0,0020	42
Total	1501,5888	53,5746	1,0000	

Berat molekul campuran gas, BM :

$$BM = \sum X_i \cdot B_m$$

$$= (0,9980 \times 28) + (0,0020 \times 42)$$

$$= 28,028 \text{ kg/kgmol}$$

Densitas campuran gas;

$$\rho_G = \frac{BM}{V} \times \frac{T_1}{T_2} \times \frac{P_2}{P_1}$$

nana :

BM = berat molekul rata-rata gas

V = volume gas ideal $22,4 \text{ m}^3/\text{kgmol}$ pada kondisi standar

$T_1 = 0^\circ \text{C}$ (273°K)

$P_1 = 1 \text{ atm}$

$T_2 = \text{suhu gas; } 80^\circ \text{C}$ (353°K)

$P_2 = \text{tekanan gas masuk reaktor; } 6,8 \text{ atm}$

aka :

$$\rho_g = \frac{28,028 \text{ kg/kgmol}}{22,4 \text{ m}^3/\text{kgmol}} \times \frac{273^\circ \text{K}}{353^\circ \text{K}} \times \frac{6,8 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

$$= 8,8246 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,0088 \text{ gr/cm}^3$$

cepatan volumetrik gas C_2H_4 masuk reaktor :

$$Q_G = \frac{\text{massa gas}}{\rho \text{ gas}}$$

Diketahui $m = 1501,5888 \text{ kg/jam} = 1501588,8 \text{ gr/jam}$

Maka :

$$Q_G = \frac{1501588,8 \text{ gr/jam} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ dtk}}{0,0088 \text{ gr/cm}^3}$$

$$= 47398,6364 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

cepatan volume kritis tiap lubang orifice pada *perforated plate* dihitung dengan persamaan :

$$Q_{GC} = \left[\frac{20(\sigma \cdot d_0)^5}{G(\rho_L - \rho_G)^2 \rho_L} \right]^{1/6}$$

dimana :

σ = Tegangan permukaan larutan (dyne/cm)

d_0 = Diameter lubang orifice (cm)

ρ_L = Densitas larutan = 0,9825 gr/cm³

ρ_G = Densitas gas C₂H₄ = 0,0088 gr/cm³

g = Percepatan gravitasi = 981 cm/detik²

Tegangan permukaan larutan dihitung dengan persamaan :

$$\sigma^{1/4} = P(\rho_L - \rho_G) \text{ persamaan 3-15 Perry's ed.6 hal 3-258}$$

dimana :

P = parachor (tabel 3-343 Perry's edisi 6)

ρ_L = densitas cairan (grmol/cm³)

ρ_G = densitas gas (grmol/cm³)

maka :

$$\rho_L = \frac{\rho \text{ larutan}}{BM \text{ larutan}} \quad BM \text{ larutan} = 19,7366 \text{ gr/grmol}$$

$$\rho_L = \frac{0,9825 \text{ gr/cm}^3}{19,7366 \text{ gr/grmol}}$$

$$= 0,0498 \text{ grmol/cm}^3$$

$$\rho_g = \frac{\rho_{\text{gas}}}{BM_{\text{gas}}}$$

$$\rho_g = \frac{0,0088 \text{ gr/cm}^3}{28,028 \text{ gr/grmol}}$$

$$= 0,0498 \text{ grmol/cm}^3$$

$$P = 111,8$$

aka :

$$\sigma^{1/4} = 111,8 (0,0498 - 0,0003)$$

$$= 5,5341$$

$$\sigma = 1,5338$$

$$\sigma = 1,5338 \text{ dyne/cm}$$

Dicoba menggunakan lubang orifice pada perforated plate :

$$\text{Diameter lubang ; } d_0 = 0,5 \text{ cm}$$

$$\text{Jumlah lubang ; } N = 150.000 \text{ buah}$$

Maka kecepatan volume kritis lubang orifice, Q_{GC} :

$$Q_{GC} = \left[\frac{20(7,3353 \times 0,5)^5}{981(0,0498 - 0,0003)^2 0,0498} \right]^{1/6}$$

$$= 3,6192 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

kecepatan volume tiap lubang orifice ; Q_{GO} :

$$Q_{GO} = \frac{Q_G}{N}$$

$$Q_{GO} = \frac{47398,6364 \text{ cm}^3 / \text{dtk}}{150.000}$$

$$= 0,3160 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

a $Q_{GO} < Q_{GC}$, maka diameter gelembung saat lepas orifice dihitung dengan persamaan 6.4 Treybell :

$$dB = \left(\frac{\pi \times \rho_L}{\pi \times g \times \Delta\rho} \right)^{0,20} \times Q_{GO}^{0,4}$$

$$\Delta\rho = \rho_L - \rho_G$$

$$= (0,9825 - 0,0088) \text{ gr/cm}^3$$

$$= 0,9737 \text{ gr/cm}^3$$

aka :

$$dB = \left(\frac{3,14 \times 0,9825}{3,14 \times 981 \times 0,9737} \right)^{0,20} \times 0,3160^{0,4}$$

$$= 0,1593 \text{ cm}$$

$$= 0,16 \text{ cm}$$

$$= 1,6 \text{ mm}$$

Jika $dB > 1,4 \text{ mm}$ ($0,14 \text{ cm}$) maka kecepatan gelombang bergerak ke atas dengan kecepatan terminalnya dihitung dengan persamaan :

$$V_t = \left(\frac{2 \times \sigma}{d_B \times \rho_L} + \frac{g \times d_B}{2} \right)^{0,5}$$

persamaan 6.7 Treybell

$$= \left(\frac{2 \times 7,3353}{0,16 \times 0,9825} + \frac{981 \times 0,16}{2} \right)^{0,5}$$

$$= 13,1074 \text{ cm/detik.}$$

Pengecekan Bilangan Reynold (NRe)

Pengecekan Bilangan Reynold dimaksudkan untuk menghindari terjadinya jet embung. Jet gelembung terjadi bila $NRe = 10.000 - 50.000$ (Treybell).

$$NRe = \frac{\rho_L \times V_t \times d_B}{\mu_L}$$

mana :

V_t = kecepatan terminal gelembung ; cm/detik

ρ_L = densitas larutan ; gr/cm³ (0,9825 gr/cm³)

d_B = diameter gelembung ; cm (0,16 cm)

μ_L = viskositas larutan ; gr/cm.detik (0,0089 gr/cm.detik)

aka :

$$NRe = \frac{0,9825 \text{ gr/cm}^3 \times 13,1074 \text{ cm/dtk} \times 0,16 \text{ cm}}{0,0089 \text{ gr/cm.dtk}}$$

$$= 231,5150$$

leh karena $NRe < 10.000$ maka pemisalan diameter orifice = 0,5 cm dan jumlah lubang orifice (N) = 150.000 buah dapat diterima.

Maka koefisien perpindahan massa gas C₂H₄ ; K_{AL} : (persamaan 11)

$$\zeta_{AL} = \frac{D_{AL}}{d_B} \times 0,42 \left[\frac{3 d_B \cdot g (\rho_L - \rho_G)}{D_{AL} - \rho_L} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{AL}} \right]^{1/6}$$

$$K_{AL} = \frac{2,5 \cdot 10^{-5}}{0,16} \times 0,42 \left[\frac{3 \times 0,16 \times 981 (0,9825 - 0,0088)}{2,26 \cdot 10^{-7} \times 0,9825} \right]^{1/3} \left[\frac{0,0089}{0,9825 \times 2,26 \cdot 10^{-7}} \right]^{1/6}$$

$$= 0,0465 / \text{detik}$$

Perhitungan Volume Reaktor

Asumsi : aliran gas dan cairan bersifat mixed flow steady state (levenspiel hal.420).

Volume reaktor dihitung dengan persamaan :

$$-r_B = -\frac{1}{V} \frac{d_{x_B}}{dt} = \frac{V(C_{B0} - C_B)}{V} \quad \text{pers.27 Levenspiel hal. 420}$$

atau

$$-r_A' = -\frac{1}{V} \frac{d_{x_A}}{dt} = -r_B$$

sehingga dapat ditulis :

$$-r_A' = \frac{V(C_{B0} - C_B)}{V}$$

atau :

$$V = \frac{V(C_{B0} - C_B)}{-r_A'}$$

diketahui persamaan kecepatan reaksi ($-r_A'$) = persamaan (10)

$$-r_A' = K_{AL} \cdot C_{Al} \left(1 + \frac{D_{BL} \cdot C_{B0}}{D_{AL} \cdot C_{Al}} \right)$$

$$V = \frac{V(C_{B0} - C_B)}{K_{AL} \cdot C_{Al} \left(1 + \frac{D_{BL} \cdot C_B}{D_{AL} \cdot C_{Al}} \right)}$$

dimana :

V = rate volumetrik larutan masuk reaktor

$$= 1450,5787 \text{ m}^3/\text{jam}$$

C_{B0} = konsentrasi mula-mula CuCl_2

$$= 0,722 \text{ grmol/cm}^3$$

C_B = konsentrasi larutan CuCl_2 setelah terjadi reaksi

$$= C_{B0}(1 - X_A) ; X_A = \text{konversi reaksi} = 95 \%$$

$$= 0,0722 (1-0,95)$$

$$= 0,00361 \text{ grmol/cm}^3$$

$$C_{Ai} = 0,0000151 \text{ grmol/cm}^3$$

$$D_{AL} = \text{difusifitas gas } \text{C}_2\text{H}_4 \text{ dalam larutan} = 2,26 \cdot 10^{-7} \text{ cm}^2/\text{detik}$$

$$D_{BL} = \text{difusifitas } \text{CuCl}_2 \text{ dalam larutan} = 2,8 \cdot 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{detik}$$

$$K_{AL} = 0,0465 / \text{detik}$$

Maka :

$$V = \frac{1450,5787 \text{ cm}^3 / \text{s} (0,0722 - 0,00361)}{0,0465 \times 0,0000151 (1 + \frac{2,8 \cdot 10^{-4} \times 0,00361}{2,26 \cdot 10^{-7} \times 0,0000151})}$$

$$= 478,3997 \text{ cm}^3$$

$$= 4,79 \text{ m}^3 \times 264,17 \text{ gallon/m}^3 \times 3,7854 \text{ liter/1 gallon}$$

$$= 4789,9479 \text{ liter}$$

Diambil faktor keamanan volume udara sebesar 100%

Maka volume reaktor ; $V_R = 2 \times V$

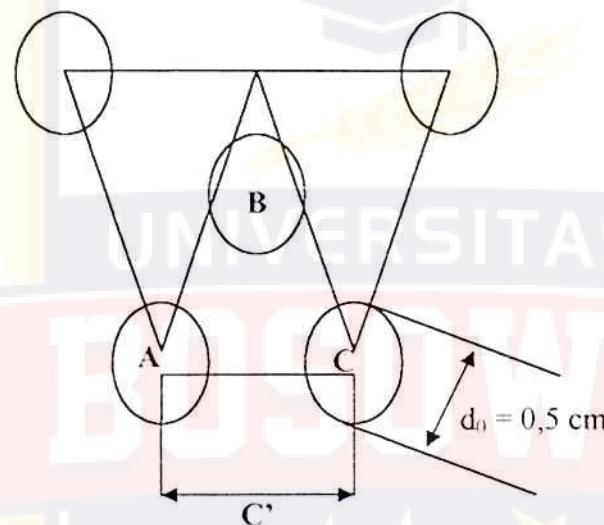
$$= 2 \times 478,3997 \text{ cm}^3$$

$$= 9579,8958 \text{ cm}^3$$

$$= 95,79 \text{ m}^3$$

Perhitungan Diameter Reaktor

Perforated plate yang digunakan mempunyai lubang yang disusun "triangular mesh". Dan untuk menghindari tidak terjadinya tumbukan antara gelembung maka buat jarak antara 2 pusat orifice (C) minimal sama dengan dua kali diameter gelembung.



$$\text{jarak antara dua pusat orifice (C)} = 2 \times d_0$$

$$= 2 \times 0,5 \text{ cm}$$

$$= 1 \text{ cm}$$

$$\text{Luas } \Delta ABC = \frac{1}{2}(C \sin 60^\circ) \times C$$

$$= \frac{1}{2}(1 \text{ cm} \times \sin 60^\circ) \times 1 \text{ cm}$$

$$= 0,433 \text{ cm}^2$$

Setiap luas Δ mewakili setengah luas satu lubang orifice.

ika luas 1 buah lubang *orifice*:

$$A_{\text{orifice}} = 2 \times \text{luas } \Delta \text{ ABC}$$

$$= 2 \times 0,433 \text{ cm}^2$$

$$= 0,866 \text{ cm}^2$$

tingga luas plate (Lp) :

$$Lp = A_{\text{orifice}} \times N \quad (N = \text{jumlah lubang})$$

$$= 0,866 \text{ cm}^2 \times 150.000$$

$$= 129900 \text{ cm}^2$$

diameter *perforated plate* (Dp) :

$$Dp = \left(\frac{Lp}{1/4 \times 3,14} \right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{129900 \text{ cm}^2}{1/4 \times 3,14} \right)^{1/2}$$

$$= 406,8 \text{ cm}$$

arak antara *perforated plate* dengan dinding bagian dalam reaktor adalah 2-3 in

Udwig vol.1 fig.8-72) diambil 3 in (7,62 cm).

Diameter reaktor :

$$D_R = Dp + 2 (7,62)$$

$$= 406,8 + 15,24$$

$$= 422,04 \text{ cm}$$

Dirancang tutup bawah dan tutup atas reaktor tipe elipsodal :

$$V_{\text{tutup}} = \pi/24 \times D_R^3$$

$$= 3,14/24 \times (4,22 \text{ m})^3 = 9,8 \text{ m}^3$$

Volume silinder reaktor ; Vs :

$$Vs = V_R - (2Vt)$$

$$= 95,79 \text{ m}^3 - (2 \times 9,8 \text{ m}^3)$$

$$= 76,19 \text{ m}^3$$

Tinggi silinder reaktor ; H:

$$H = \frac{V_{silinder}}{1/4 \times \pi \times D_R^2}$$

$$= \frac{76,2 \text{ m}^3}{1/4 \times 3,14 \times (4,22 \text{ m})^2}$$

$$= 5,5 \text{ m}$$

$$= 550 \text{ cm}$$

Tinggi tutup reaktor (b) = $\frac{1}{2} a$ \longrightarrow a = jari-jari reaktor

$$= \frac{1}{2} D_R$$

$$= \frac{1}{2} \times 4,22$$

$$= 2,11 \text{ m}$$

$$b = \frac{1}{2} \times 2,11 \text{ m}$$

$$= 1,055 \text{ m}$$

$$= 1 \text{ m}$$

Tinggi total reaktor ; H_R :

$$H_R = H + 2(\text{tinggi tutup})$$

$$= 5,5 \text{ m} + (2 \times 1)$$

= 7,5 m

simpulan :

nensi reaktor : Diameter dalam ; $D_R = 4,22 \text{ m}$

Tinggi reaktor ; $H_R = 7,5 \text{ m}$

Menentukan Tebal Shell (Dinding) dan Tutup Reaktor

a). Tebal shell (dinding).

Untuk internal pressure, tebal shell (dinding) dihitung dengan menggunakan pers.

3-16 Brownell dan Young hal 45 :

$$t = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 P} + c$$

Dimana : t = tebal *Shell* minimum; in

P = Tekanan desain, Psi (114,7 Psi).

R = Jari-jari *Shell*; in

$$= \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} (4,22 \text{ m}) = 2,11 \text{ m} \times \frac{39,370 \ln}{1 \text{ m}} = 83,0707 \text{ inch.}$$

f = tegangan yang diizinkan bahan konstruksi; Psi

E = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi (diambil 1/8 inch => 0,125 ln).

Bahan kontruksi yang digunakan adalah stainless steel SA – 240 tipe 316.

Dengan nilai $F = 12750 \text{ Psi}$ dan pengelasan tipe double melded but joint $E = 80\%$ (tabel 13.2 hal 254 Brownell dan young).

$$t = \frac{114,7 \text{ Psi} \times 83,0707 \text{ inch}}{12750 \text{ Psi} \times 0,80 - 0,6 \cdot 114,7} + 0,125 \text{ inch}$$

$$= 1,0655 \text{ inch.}$$

$$= 1 \text{ inch.}$$

Digunakan tebal standard = 1 inch (2,54 cm).

b). Tebal tutup

Desain tutup tipe elipsoidal karena pertimbangan tekanan operasi $\pm 7 \text{ atm}$, tebal tutup di hitung dengan menggunakan persamaan 7,57 Brownell dan Young.

$$th = \frac{P \cdot d_i \cdot V}{2fE - 0,2 P} + c$$

Dimana : P = Tekanan desain ;

d_i = Diameter dalam Shell reaktor ; ln

$$= 4,22 \text{ m} \times 39,370 \text{ ln/m}$$

$$= 166,1414 \text{ inch.}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi ; psi

E = efisiensi pengelasan

c = faktor korosi diambil 1/8 in (0,125 in)

V = faktor intensifikasi tegangan

$$= 1/6(2 + k^2) \dots \dots \dots \text{pers. 7.55 Brownell dan Young hal 133}$$

$k = a/b$ (untuk tipe elipsoidal, rasio tinggi tutup (a) dengan jari-jari tangki (b) = (2 : 1)) $\longrightarrow k = 2/1 = 2$

$$V = 1/6 (2 + 2^2) = 1$$

Bahan konstruksi yang digunakan sama dengan dinding shell :

Sehingga :

$$\begin{aligned} th &= \frac{114,7 \text{ psi} \times 166,1414 \text{ inch} \times 1}{2 \times 12750 \times 0,8 - 0,2 \times 114,7 \text{ psi}} + 0,125 \text{ inch} \\ &= 1,06 \text{ inch} \end{aligned}$$

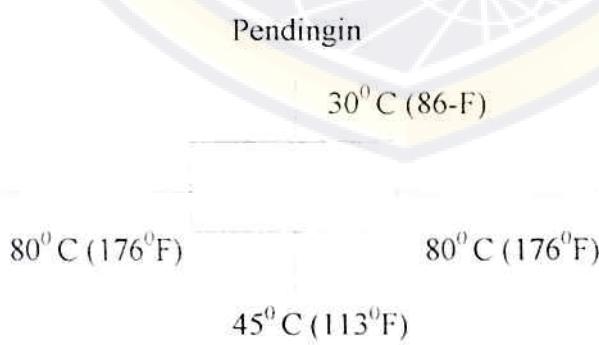
Digunakan tebal plate tutup standar 1 inch

$$OD = ID + 2t$$

$$= 166,1414 + 2(1) = 168,1414 \text{ inch.}$$

Perencanaan Coil Pendingin

Fungsi : Untuk mempertahankan suhu operasi reaktor yang bekerja pada suhu 80°C . Bahan pendingin menggunakan air, dengan suhu air masuk 30°C dan suhu keluar 45°C .



Dari perhitungan neraca panas sekitar reaktor, didapatkan panas yang harus erap oleh sistem pendingin reaktor adalah : 3253,793,32 kkal/jam
butuhan air pendingin (W) :

$$\begin{aligned} W &= \frac{Q}{Cp(\Delta T)} \\ &= \frac{3.253.793,32 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C}(45 - 30)^{\circ}\text{C}} \\ &= 2169198,221 \text{ kg/jam} \\ &= 4782257,782 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\Delta t_1 = (176 - 86)^{\circ}\text{F} = 90^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_2 = (176 - 113)^{\circ}\text{F} = 63^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{90 - 63}{\ln \frac{90}{63}} \\ &= 75,7^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Dari tabel 8 Kern, diperoleh $UD = 250-500 \text{ Btn/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$.

Diambil $UD = 500 \text{ Btn/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$

$$\begin{aligned} Q &= 4782257,782 \times 1 \times (113 - 86) \\ &= 129120960,1 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Luas permukaan transfer :

$$A = \frac{Q}{UD \times LMTD}$$

$$= \frac{129120960,1}{500 \times 75,7}$$

$$= 3411,386 \text{ ft}^2$$

Diambil nominal pipa size = 24 in. Sch 20

Dari tabel 11 kern, diperoleh :

$$OD = 24 \text{ inch}$$

$$ID = 23,25 \text{ inch}$$

$$A'' = 6,09 \text{ ft}^2/\text{ft panjang pipa}$$

$$\text{Panjang pipa total (L)} = \frac{A}{A''}$$

$$= \frac{3411,386 \text{ ft}^2}{6,09 \text{ ft}^2 / \text{ft}}$$

$$= 560,1619 \text{ ft}$$

Volume pendingin dalam coil ; V :

$$V = \frac{m \cdot t}{\rho}$$

$$= \frac{4782257,782 \text{ lb/jam} \times 1 \text{ jam} / 60 \times 5 \text{ menit}}{62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 6383,4932 \text{ ft}^3$$

Diameter lilitan diambil 88% diameter reaktor

$$\text{Panjang tiap lilitan } (L') = \pi \times 0,88 \times D_R$$

$$= \pi \times 0,88 \times 4,22 \text{ m}$$

$$= 11,66 \text{ m}$$

$$= 38,2541 \text{ ft}$$

Jumlah lilitan ; N :

$$N = \frac{L}{L'} \\ = \frac{560,1619}{38,2541}$$

$$= 14,64$$

$$= 15 \text{ lilitan}$$

Diambil jarak antar lilitan = 2 x OD

$$\text{Tinggi lilitan} = N \times \text{OD} + (N-1) \times 2 \times \text{OD}$$

$$= 15 \times 24 + (15 - 1) \times 2 \times 24$$

$$= 27360$$

4. Perencanaan Nozzle (lubang)

Letak lubang nozzle :

a). Pada tutup atas :

1. Nozzle pengeluaran produk gas

2. Man-Hole

b). Pada badan reaktor :

1. Nozzle umpan (pemasukan gas)
2. Nozzle larutan katalis
3. Nozzle pendingin

c). Pada tutup bawah

- Nozzle pengeluaran larutan katalis.

Ukuran Nozzle

Penentuan diameter optimum pipa untuk nozzle ditentukan dengan

menggunakan persamaan :

$$D_i = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad \dots \dots \dots \text{(Coulson persamaan 5.14)}$$

Dimana : D_i = diameter optimum pipa ; in

Q_f = laju alir volumetrik ; ft^3/dtk

ρ = densitas ; lb/ft^3

a). Nozzle pemasukan gas (bahan baku)

$$\text{laju alir} = 1501,5888 \text{ kg/jam}$$

$$= 3310,4327 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{gas}} = 8,8246 \text{ kg/m}^3 \times (1 \text{ lb}/2,20462 \text{ kg}) \times (1 \text{ m}^3/35,3147 \text{ ft}^3)$$

$$= 0,1135 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

laju alir volumetrik gas masuk (Q_f) :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{3310,4327 \text{ lb/jam}}{0,1135 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 29166,8080 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 8,8102 \text{ ft}^3/\text{dtk}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (appendix K item 2 Brownell dan Young)

$$\text{Nominal pipa size} = 8 \text{ inch} = 0,6667 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 8,625 \text{ inch} = 0,7188 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 7,813 \text{ inch} = 0,6510 \text{ ft} \\
 \text{Ao} &= 2,258 \text{ inch} = 0,1882 \text{ ft} \\
 \text{Ai} &= 2,045 \text{ inch} = 0,1704 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Jji bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

Dimana :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{8,8102 \text{ ft}^3 / \text{dtk}}{24,54 \text{ ft}^2} = 0,3590 \text{ ft/dtk}$$

$$\rho_{\text{gas}} = 8,8246 \text{ kg/m}^3 \times 2,20462 \text{ lb/kg} \times (1 \text{ m}^3 / 35,313 \text{ ft})$$

$$= 0,5509 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 3,9646 \cdot 10^{-5} \text{ lb/ft detik}$$

$$NRe = \frac{0,5509 \text{ lb/ft}^3 \times 0,3590 \text{ ft/dtk} \times 0,6510 \text{ ft}}{3,9646 \cdot 10^{-5} \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 3247,4976$$

$NRe > 2100$, asumsi aliran gas turbulen memenuhi.

Nozzle pemasukan larutan katalis masuk.

$$\text{laju alir} = 142522,3991 \text{ kg/jam}$$

$$= 314207,7315 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas larutan } (\rho) = 98,2521 \text{ kg/m}^3 \times (2,20462 \text{ lb/kg}) \times (1 \text{ m}^3/35,3134 \text{ ft}^3)$$

$$= 6,1339 \text{ lb/ft}^3$$

$\text{laju alir volumetrik gas masuk } (Q) :$

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{314207,7315 \text{ lb/jam}}{6,1339 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 51224,7887 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 14,2291 \text{ ft}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Diameter optimum (D_i) :

$$\begin{aligned} D_i &= 3,9 \times 14,2291^{0,45} \times 6,1339^{0,13} \\ &= 16,3080 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (appendix K item 2 Brownell dan Young)

Nominal pipa size (NPS) = 16 inch = 1,3333 ft

Schedule (SCH) = 40

Diameter luas (OD) = 16 inch = 1,3333 ft

Diameter dalam (ID) = 15 inch = 1,25 ft

Luas penampang (Ao) = 4,19 inch = 0,3492 ft

Luas penampang (Ai) = 3,93 inch = 0,3275 ft

Uji bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

Dimana :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{14,2291 \text{ ft}^3 / \text{dtk}}{0,3275 \text{ ft}^2} = 43,4476 \text{ ft/dtk}$$

μ = viskositas campuran larutan

$$= 6,0054 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft detik}$$

$$\rho = 98,2521 \text{ kg/m}^3 \times 2,20462 \text{ lb/kg} \times (1 \text{ m}^3 / 35,3134 \text{ ft}^3)$$

$$= 6,1339 \text{ lb/ft}^3$$

$$NRe = \frac{6,1339 \text{ lb/ft}^3 \times 43,4476 \text{ ft/dtk} \times 1,25 \text{ ft}}{6,0054 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 554715,8258$$

NRe > 2100, asumsi aliran turbulen memenuhi.

c). Nozzle Pengeluaran Produk (gas) :

$$\text{laju alir gas} = 6189,3311 \text{ kg/jam}$$

$$= 13645,1231 \text{ lb/jam}$$

Densitas campuran gas (ρ)

$$\rho_g = \frac{BM}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$$

Dimana :

BM = berat molekul rata-rata gas masuk

V = volume spesifik gas ideal pada kondisi STP

($T_0 = 0^\circ C$ (492 $^\circ R$) dan $P_0 = 1$ atm (14,7 psi) yaitu $359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}$)

T_1, P_1 = suhu dan tekanan gas masuk reactor

Komponen	M(kg/Jam)	X_i ; fraksi berat	BM	$BM \times X_i$
H ₂ O	24,3256	0,0039	18	0,0702
HCl	3825,0497	0,6181	36,5	22,5607
C ₂ H ₄	29,9417	0,0048	28	0,1344
C ₃ H ₆	4,5048	0,0007	42	0,0029
CH ₃ CHO	2305,5094	0,3725	44	16,3900
Total	6189,3312	1,0000	168,5	39,1582

$$BM = \sum X_i \cdot Bm_i$$

$$= 391582 \text{ lb/lbmol}$$

Maka :

$$\rho_g = \frac{39,1582 \text{ lb/lbmol}}{359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} \times \frac{492^\circ R}{636^\circ R} \times \frac{99,9328 \text{ psi}}{14,7 \text{ psi}}$$

$$= 0,5736 \text{ lb/ft}^3$$

Ju alir volumetrik gas masuk (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{13645,1231 \text{ lb/jam}}{0,5736 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 23788,5689 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 6,6079 \text{ ft}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Diameter optimum (Di) :

$$\begin{aligned} Di &= 3,9 \times 6,6079^{0,45} \times 0,5736^{0,13} \\ &= 8,4861 \text{ inch} \\ &= 8,5 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi :

Nominal pipa size (NPS)	= 8 inch	= 0,6667 ft
Schedule (SCH)	= 60	
Diameter luas (OD)	= 8,625 inch	= 0,7188 ft
Diameter dalam (ID)	= 7,813 inch	= 0,6511 ft
Luas penampang (A)	= 2,045 inch ²	= 0,1704 ft ²

Uji bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

Dimana :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{6,6079 \text{ ft}^3 / \text{dtk}}{0,1704 \text{ ft}^2} = 38,7788 \text{ ft/dtk}$$

$$\mu = 6,97 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft detik}$$

$$NRe = \frac{0,5736 \text{ lb/ft}^3 \times 38,7788 \text{ ft/dtk} \times 0,6511 \text{ ft}}{6,97 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.dtk}}$$

$$= 20778,7025$$

$NRe > 2100$, asumsi aliran gas terbuka memenuhi.

5). Nozzle pengeluaran larutan (katalis).

$$\text{laju alir massa larutan} = 137834,6568 \text{ kg/jam}$$

$$= 303873,0411 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas larutan} (\rho) = 2083,2189 \text{ kg/m}^3 \times (2,20462 \text{ lb/kg}) \times (1 \text{ m}^3 / 35,3134 \text{ ft}^3)$$

$$= 130,0556 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir volumetrik gas masuk (Q) :

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{303873,0411 \text{ lb/jam}}{130,0556 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2336,4856 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,6490 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Diameter optimum (Di) :

$$Di = 3,9 \times 0,6490^{0,45} \times 130,0556^{0,13}$$

$$= 6,0452 \text{ inch}$$

Pilih pipa nominal dengan spesifikasi :

$$\text{Nominal pipa size (NPS)} = 6 \text{ inch} \quad = 0,5 \text{ ft}$$

$$\text{Schedule (SCH)} = 40$$

$$\text{Diameter luas (OD)} = 6,625 \text{ inch} = 0,5521 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 6,065 \text{ inch} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 1,588 \text{ inch}^2 = 0,1323 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

Dimana :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,6490 \text{ ft}^3 / dtk}{0,1323 \text{ ft}^2} = 4,9055 \text{ ft/dtk}$$

μ = viskositas campuran larutan

$$= 0,0134 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft detik}$$

$$NRe = \frac{130,0556 \text{ lb/ft}^3 \times 4,9055 \text{ ft/dtk} \times 0,5054 \text{ ft}}{0,0134 \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 24062,6124$$

$NRe > 2100$, asumsi aliran larutan turbulen memenuhi.

Nozzle pemasukan dan pengeluaran air pendingin.

Laju alir massa air = 2169198,221 kg/jam

$$= 4782257,782 \text{ lb/jam}$$

Densitas air (ρ) = 62,43 lb/ft³

Laju alir volumetrik air pendingin masuk (Q) :

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{4782257,782 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 76601,9187 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 21,2783 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Diameter optimum (D_o) :

$$D_o = 3,9 \times 21,2783^{0,45} \times 62,63^{0,13}$$

$$= 26,4264 \text{ inch}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi :

Nominal pipa size (NPS) = 26 inch = 2,1667 ft

Schedule (SCH) = 10

Diameter luas (OD) = 26 inch = 2,1667 ft

Diameter dalam (ID) = 29,376 inch = 2,4480 ft

Luas penampang (A) = 7,69 inch² = 0,6408 ft²

Uji bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu}$$

Dimana :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{21,2783 \text{ ft}^3 / \text{dtk}}{0,6408 \text{ ft}^2} = 33,2058 \text{ ft/dtk}$$

μ = viskositas air

$$= 3,0239 \cdot 10^{-2} \text{ lb/ft detik}$$

$$NRe = \frac{62,43 \text{ lb/ft}^3 \times 33,2058 \text{ ft/dtk} \times 2,4480 \text{ ft}}{3,0239 \text{ lb/ft.dtk}}$$

$$= 167822,9192$$

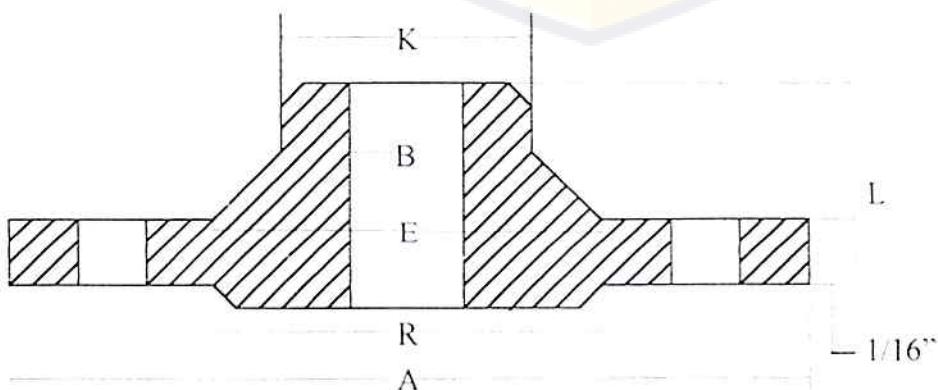
$NRe > 2100$, asumsi aliran air pendingin turbulen memenuhi.

2. Ukuran Flange Nozzle

keseluruhan leher *nozzle* disambung dengan flange type *welding neck flanges*

standar 150 lb steel berdasarkan ASA 816E-1939.

(Brownell dan Young halaman 221)



= diameter luar ; in

= tebal minimum ; in

= diameter luar permukaan yang muncul ; in

= diameter poros pada dasar ; in

= diameter poros pada titik pengelasan ; in

= panjang ;

= diameter dalam untuk dinding pipa ; in

abel Ukuran Flange Reaktor

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	-L	B
Pemasukan gas	8	13 1/2	1 1/8	10	9 11/16	8,63	4	7,98
Pemasukan larutan	16	23 1/2	17/16	5/8	18	16,00	5	15,25
Pengeluaran gas	8	13 1/2	1 1/8	18 1/2	9 11/16	8,63	4	7,98
Pengeluaran larutan	6	11	1	10	7 9/16	6,63	3 1/2	6,07
Pemasukan dan pengeluaran air pendingin	24	32	1 7/8	5/8	26 1/8	24,00	5	23,25
					8 1/2			
					27			
					1/4			

6. Perencanaan Flange dan Bolt

untuk memudahkan pemeliharaan dan perbaikan, maka antara dinding dan up digunakan sistem flange bolt.

Dari fig.12-11 halaman 228 Brownell dan Toung, diperoleh :

material gasket = asbestos

gasket faktor = 2,75

minimum design scating stress = 3700 psi

tebal gasket = 1/16 inch

Perhitungan gasket :

Diameter :

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{Y - \rho m}{Y - \rho(m + 1)}}$$

Penjelasan : Y = minimum design scating stress = 3700 psi

ρ = tekanan dalam (tekanan operasi) = 100 psi

m = gasket faktor (2,75)

do = diameter luar gasket, inch

di = diameter dalam gasket, inch (39,259)

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{3700 - (100 \times 2,75)}{3700 - 100(2,75 + 1)}}$$

$$= 1,0149$$

$$do = 1,0149 di$$

$$= 1,0149 \times 39,259$$

$$= 39,844 \text{ inch}$$

$$= 1,012 \text{ m}$$

lebar gasket minimum (W) :

$$W = \frac{1}{2} (d_o - d_i)$$

$$= \frac{1}{2} (39,844 - 39,259)$$

$$= 0,29 \text{ inch}$$

diamambil tebal standar = $\frac{1}{2}$ inch (0,5 inch)

lebar gasket scating (bo) :

$$bo = W/2 = 0,5/2 = 0,25$$

Dari fig.12-2 Brownell dan Young, untuk $bo \leq \frac{1}{4}$ maka :

$$b = bo$$

$$= 0,25$$

Diameter gasket rata-rata

$$G = d_i + W$$

$$= 39,259 + 0,5$$

$$= 39,759 \text{ inch}$$

7. Perencanaan Sistem Penyangga dan Pondasi

a). Perhitungan beban penyangga

1. Berat bagian shell reaktor

$$W_{\text{shell}} = \pi/4 (\text{OD}_S^2 - \text{ID}_S^2) \cdot H \cdot \rho$$

Dimana :

OD_S = diameter luar shell

$$= \text{ID}_S^2 + 2 t_s \quad (t_s = \text{tebal shell})$$

$$= (422,04 \text{ cm} \times 1 \text{ inch}/2,54 \text{ cm}) + (2 \times 1 \text{ inch})$$

$$= 168,1575 \text{ inch}$$

ID_S = diameter dalam shell

$$= 422,04 \text{ cm} = 166,1575 \text{ inch}$$

H = Tinggi shell

$$= 550 \text{ cm} = 216,5354 \text{ inch}$$

ρ = densitas shell

$$= 0,279 \text{ lb/inch}^3$$

$$W_{\text{shell}} = 3,14/4 (168,1575^2 - 166,1575^2) \cdot 216,5354 \times 0,279$$

lb/inch³

$$= 31709,4439 \text{ lb}$$

2. Berat Flange

$$\begin{aligned}
 W_f &= 2 \times \frac{1}{4} \pi ((OD_f^2 - ID_f^2) \cdot t_f \cdot \rho) \\
 &= 2 (1/4 \times 3,14 (39,844^2 - 39,259^2) \times 1 \times 0,279) \\
 &= 20,2699 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

3. Berat nozzle

- Nozzle gas masuk	= 39 lb
- Nozzle larutan masuk	= 127 lb
- Nozzle gas keluar	= 39 lb
- Nozzle larutan masuk	= 24 lb
- Nozzle pendingin	= 260 lb
	<hr style="width: 100px; margin-left: 0; border: 0.5px solid black;"/>
	465 lb

4. Berat coil pendingin

Berat coil pendingin untuk nominal pipe size coil pendingin 24 = 94,7 lb

(tabel 11 kern) hal 844.

$$\begin{aligned}
 W &= 97,4 \text{ lb} \times L \\
 &= 97,4 \text{ lb} \times 560,1619 \text{ ft} \\
 &= 54559,7691 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

5. Berat *perforated plate* (plat berlubang) ; W plat

$$W_{plat} = \pi/4 \times D_R^2 \times t_p \times \rho_{steel}$$

t_p = tebal perforated plate = 1 in

$$W_{plat} = 3,14/4 \times (166,1575 \text{ in})^2 \times 1 \text{ in} \times 0,279$$

$$= 6046,6351 \text{ lb}$$

6. Berat tutup reaktor (W tutup)

Tutup atas = tutup bawah

$$\text{Berat tutup atas dan bawah} = 2(\pi/4 \times D_b^2 \times t \times \rho)$$

$$D_b = OD + OD/42 + 2 sf + 2/3 lcr \quad \dots \dots \text{(persamaan 5-12 Brownell)}$$

$$= 168,1414 + (168,1414/42) + (2 \times 2) + (2/3 \times 2,5)$$

$$= 177,8114 \text{ inch}$$

$$\text{Berat tutup} = 2(3,14/4 \times (177,8114)^2 \times 1 \times 0,279)$$

$$= 13799,5095 \text{ lb}$$

$$\text{Berat peralatan total} = W_{shell} + W_{flange} + W_{nozzle} + W_{coil} + W_{plat} + W_{tutup}$$

$$= (31709,4439 + 20,2699 + 465 + 54559,7691 + 6046,6351$$

$$+ 13799,5095) \text{ lb}$$

$$= 106600,6275 \text{ lb}$$

7. Berat air pendingin (W air)

$$W_{air} = V_{air \text{ dalam coil}} \times \rho_{air}$$

$$= 6383,4932 \text{ ft}^3 \times 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 398521,4805 \text{ lb}$$

8. Berat bahan dalam reaktor (W bahan)

$$W_{bahan} = V_R \times \rho_L$$

$$= 95,79 \text{ m}^3 \times 98,2521 \text{ kg/m}^3$$

$$= 9411,5687 \text{ kg}$$

$$= 20752,5090 \text{ lb}$$

Iaka berat total (W_T) :

$$W_T = \text{berat peralatan total} + \text{berat air pendingin} + \text{berat bahan}$$

$$= (106600,6275 + 398521,4805 + 20752,5090) \text{ lb}$$

$$= 525874,617 \text{ lb}$$

Jntuk berat perlengkapan yang lain seperti baut dan lain-lain serta faktor keselamatan, maka berat reaktor untuk penyangga ditambah 10 %

Sehingga, $W_R = 1,10 \times W_T$

$$= 1,10 \times 525874,617 \text{ lb}$$

$$= 578462,0787 \text{ lb.}$$

Perhitungan leg support (kaki penahan)

Dalam perencanaan ini digunakan penyangga jenis I beam. Beban yang diterima oleh penyangga dihitung dengan menggunakan persamaan 10.76 Brownell dan Young :

$$P = \frac{4Pw(H - L)}{n.D.be} + \frac{W}{n}$$

Direncanakan reaktor ini diletakkan dalam gedung dengan penyangga yang tidak terlalu tinggi, maka beban karena angin diabaikan atau $Pw = 0$, sehingga :

$$P = \frac{W}{n}$$

imana :

W = Beban reaktor ; lb

N = jumlah penyangga = 4 buah

kaka :

$$P = \frac{578462,0787/lb}{4}$$

$$= 133615,5197 \text{ lb}$$

Total panjang leg (kaki) :

H = Tinggi reaktor sampai pondasi + $\frac{1}{2}$ tinggi reaktor

$$H = L + 0,5 H_R$$

$$\text{Tinggi reaktor} = 7,5 \text{ m} = 24,6063 \text{ ft}$$

$$\text{Ditetapkan } L = 5 \text{ ft} = 60 \text{ inch}$$

$$\text{Maka, } H = 5 \text{ ft} + 0,5 (24,6063 \text{ ft})$$

$$= 17,3032 \text{ ft}$$

Dipilih I beam dengan spesifikasi :

$$\text{Ukuran} = 10 \text{ inch} (12 \times 5)$$

$$\text{Berat} = 35 \text{ lb/ft} (\text{appendiks G Brownell \& Young})$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 10,22 \text{ in}^2$$

$$h = 10 \text{ inch}$$

$$b = 4,944 \text{ in}$$

coba pasang dengan axis 2-2

dari appendiks G Brownell & Young didapat .

$$I = 8,5 \text{ in}^4$$

$$r = 0,91 \text{ in}$$

tekanan yang diterima I beam ; fc :

$$I/r = 8,5 \text{ in}^4 / 0,91 \text{ in}$$

$$= 9,3407 \text{ in}^3$$

untuk $0 < I/r < 60$ dari persamaan 4.21 halaman 20 Brownell & Young :

$$fc = \frac{18000}{\left(1 + \frac{I^2}{r^2 \cdot 18000}\right)}$$

$$= \frac{18000}{\left(1 + \frac{8,5^2}{0,91^2 \cdot 18000}\right)}$$

$$= 17913,1729 \text{ lb/in}^2$$

Luas yang dikenai komposisi (A hitung) :

$$A_{\text{hitung}} = \frac{P}{fc}$$

$$= \frac{144615,5197/b}{17913,1729 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 8,0731 \text{ in}^2$$

ternyata $A_{\text{hitung}} < A_{\text{beam}}$, maka ukuran I beam bisa digunakan.

rencanaan Baut

alam konstriksi stainless steel SA-240 tipe 316 (appendiks D Brownell & Young halaman 344).

egangan yang diizinkan (f_s) = 12750 psi.

menentukan diameter baut :

$$W = \frac{P}{n} \quad (\text{jumlah baut, } n = 4 \text{ buah})$$

$$= \frac{144615,5197/lb}{4}$$

$$= 36153,8799 \text{ lb}$$

$$f_s = \frac{W}{Ab} \quad (Ab = \text{luas penampang baut})$$

$$Ab = \frac{W}{f_s} = \frac{36153,8799 \text{ lb}}{12750 \text{ lb/in}} = 2,8356 \text{ in}^2$$

$$Ab = \frac{1}{4} \pi db^2$$

$$Db = \left(\frac{4Ab}{\pi} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 2,8356}{3,14} \right)^{1/2} = 1,9 \text{ in} = 2 \text{ inch.}$$

Dari tabel 10.4 Brownell & Young hal 188 dipilih baut dengan spesifikasi :

$$Db = 2 \text{ inch}$$

$$Ab = 2,300 \text{ in}^2$$

$$\text{Bolt Spacing (B)} = 4 \frac{1}{4}$$

$$\text{Radial distance (R)} = 2 \frac{1}{2}$$

Edge distance (E) = 2

Nut Dimention = 3 1/8

P hitung = $f_s \times A_b$

$$= 12750 \text{ lb/in}^2 \times 2,3 \text{ in}^2$$

$$= 29325 \text{ lb}$$

P aktual = 36153,8799 lb

P hitung > P aktual, maka ukuran baut dapat digunakan

Perencanaan lebar plate horisontal dan jarak gasset

Lebar plate horisontal :

$$a = 2 db + 10 \text{ inch}$$

$$= 2 (2 \text{ inch}) + 10 \text{ inch}$$

$$= 14 \text{ inch}$$

Jarak gasset :

$$b = 2 db + 0,91 \text{ inch}$$

$$= 2 (2 \text{ inch}) + 0,91 \text{ inch}$$

$$= 4,91 \text{ inch}$$

Perencanaan plate horisontal

Bahan kostruksi plate adalah steel dengan poison ratio ($\mu = 0,30$)

$$l = a + \frac{1}{2} b$$

$$= 14 + \frac{1}{2} (4,91)$$

$$= 16,455 \text{ inch}$$

$$b/l = 4,91/16,455$$

$$= 0,3$$

Dari tabel 10.6 Brownell & Young diperoleh :

$$\gamma_1 = 0,565$$

Dari persamaan 10.40 Brownell & Young :

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

Dimana :

My = maksimum bending moment sepanjang eksis radial ; lb

P = beban yang diterima baut = 36153,8799 lb

μ = poison ratio (0,30 untuk baja)

e = (nut dimention/2)

$$= (3 \frac{1}{8})/2 = 1,5625 \text{ in}$$

l = lebar plate horisontal

$$= 16,455 \text{ in}$$

maka :

$$My = \frac{36153,8799}{4 \times 3,14} \left[(1 + 0,30) \ln\left(\frac{2 \times 16,455}{3,14 \times 1,5625}\right) + (1 - 0,565) \right]$$

$$= 5659,4085 \text{ lb}$$

maka tebal plate horisontal ; thp :

$$\text{thp} = \left(\frac{6My}{f_{\max}} \right)^{0.5} \dots \dots \dots \dots \dots \dots \text{ persamaan hal. 192 Brownell & Young.}$$

han konstruksi plate horizontal *high alloy steel* SA-167 Grade 10 type 310

pendix D item 4 Brownell & Young hal 342) dengan nilai $f = 18750 \text{ psi}$

$$\text{thp} = \left(\frac{6 \times 5659,4085 \text{ lb}}{18750 \text{ lb/inch}^2} \right)^{0.5}$$

$$= 1,3457 \text{ inch}$$

gunakan tebal plate horisontal = $1 \frac{3}{4}$ inch.

base Plate

pilih base plate bentuk persegi panjang.

eban tiap plate = beban tiap leg (kaki) + berat leg (kaki)

iketahui beban leg (beban yang diterima I beam)

berat leg = berat I beam x panjang leg (H)

$$= 35 \text{ lb/ft} \times 17,3032 \text{ ft}$$

$$= 605,612 \text{ lb}$$

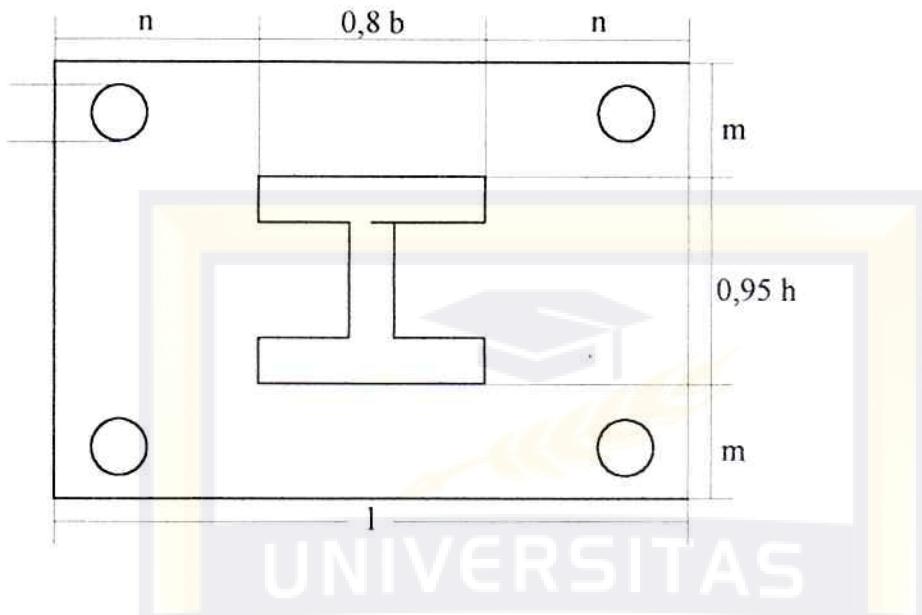
Beban tiap plate $P = 144615,5197 \text{ lb} + 605,612 \text{ lb}$

$$= 145221,1317 \text{ lb}$$

Luasan base plate (Abp) :

$$\text{Abp} = (2n + 0,8 b)(2m + 0,95 H)$$

$$= \frac{P}{f \text{ base plate}}$$



Nilai f base plate dama dengan *bearing capacity* fondat base plate, dipilih pondasi beton dengan nilai bearing capacity = 600 psi, bahan konstruksi plate adalah SA-167 grade 10 type 310 dengan tegangan yang diizinkan 18750 psi.

Maka :

$$A_{bp} = \frac{144615,5197 lb}{18750 lb/in^2}$$

$$= 7,7128 in^2$$

Untuk perhitungan awal diasumsikan $m = n$

$$A_{bb} = (2n + 0,8b)(2m + 0,95h)$$

$$7,7 = 2m + (0,8 \times 3,86)(2m - (0,95 \times 7 \text{ in}))$$

didapat $m = 2,97$

sehingga :

$$\text{lebar base plate} = 2n + 0,8 b$$

$$= 2(2,97) + 0,8(4,91)$$

$$= 9,868 \text{ in}$$

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

$$= 2(2,97) + 0,95(7)$$

$$= 12,59 \text{ in}$$

$$\text{luas} = \text{panjang} \times \text{lebar}$$

$$= 12,59 \text{ in} \times 9,868 \text{ in}$$

$$= 124,2381 \text{ in}^2$$

$$\text{pilih ukuran base plate} = 10 \text{ in} \times 12,5 \text{ in} = 125 \text{ in}^2$$

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

$$12,5 = 2 m + 0,95(7)$$

$$m = 2,925 \text{ in}$$

$$\text{lebar base plate} = 2n + 0,8 b$$

$$10 = 2 n + 0,8(4,91)$$

$$n = 3,022 \text{ in}$$

karena $n > m$, maka n mengontrol pada pemilihan base plate.

$$\text{base plate} = (0,00015 \times P \times n^2)^{0,5}$$

dimana ; P = tekanan base plate

$$= \frac{\text{beban base plate}}{\text{A base plate}}$$

$$= \frac{144615,5197 \text{ lb}}{125 \text{ in}^2}$$

$$= 1156,9242 \text{ lb/in}^2$$

hingga tebal base plate :

$$\begin{aligned} thp &= (0,00015 \times 1156,9242 \times 3,022^2)^{0,5} \\ &= 1,2589 \text{ in} \end{aligned}$$

gunakan tebal base plate standar = 1 3/8

kanan pada baut base plate :

$$\begin{aligned} P &= \frac{W \text{ base plate}}{n} && (n = \text{jumlah baut} = 4 \text{ buah}) \\ &= \frac{144615,5197 \text{ lb}}{4} \\ &= 36153,8799 \text{ lb} \end{aligned}$$

luasan baut pada base plate :

$$\begin{aligned} Ab &= \frac{P}{f} \\ &= \frac{36153,8799 \text{ lb}}{18750 \text{ lb/in}^2} \\ &= 1,9282 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

diameter baut :

$$\begin{aligned} db &= \left(\frac{4Ab}{\pi} \right)^{0,5} \\ &= \left(\frac{4 \times 1,9282}{3,14} \right)^{0,5} \\ &= 1,5673 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih baut dengan ukuran diameter standar 1 1/2 in (tabel 10.4 Brownell & Young)

anchor :

Dambil panjang anchor = 10 in

Diameter anchor = diameter baut

$$= 1 \frac{1}{2}$$

pondasi :

bebannya pada base plate = 145221,1317 lb

Densitas baja ; $\rho = 0,283 \text{ lb/in}^3$

Berat base plate = panjang base plate x lebar base plate x tebal x ρ baja

$$= 12,5 \times 10 \times 1 \frac{3}{8} \times 0,283$$

$$= 145269,7723 \text{ lb}$$

Diambil ukuran pondasi :

Luas atas = (12×15) in

Luas bawah = (15×15) in

Tinggi pondasi = 15 in

P beton = $150 \text{ lb/ft}^3 = 0,0868 \text{ lb/in}^3$

Panjang sisi rata-rata = $(12 \times 15)/2 = 13,5 \text{ in}$

Luas permukaan rata-rata = $13,5 \text{ in} \times 13,5 \text{ in}$

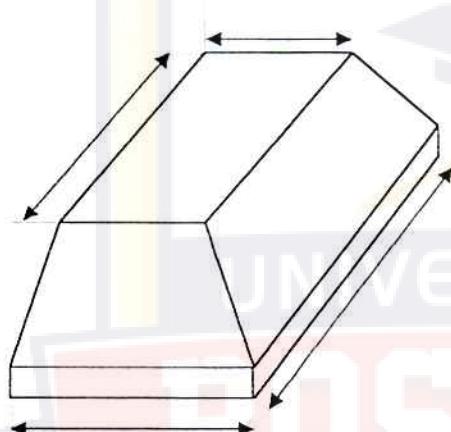
$$= 182,25 \text{ in}$$

volume pondasi = $182,25 \text{ in}^2 \times 15 \text{ in}$

$$= 2733,75 \text{ in}^3$$

berat pondasi = $2733,75 \text{ in}^3 \times 0,0868 \text{ lb/in}^3$
 $= 237,2895 \text{ lb}$

gunakan cement saud dan graver dengan safe bearing power = 5 ton/ft³.



Tekanan pada tanah = $\frac{\text{Berat pondasi} + \text{berat total}}{\text{luas rata - rata}}$

$$= \frac{273,2895 + 145269,7723}{182,25}$$

$$= 798,59 \text{ lb/in}^2$$

Pengecekan Ukuran Pondasi

Dari Hesse, persamaan 12-13 hal 334, pada allowable compressive strength adalah 2250 psi, maka :

$$d = \left(\frac{\alpha}{57} \right) P^{0,5}$$

mana : d = bagian vertikal dari pondasi ; in

a = bagian horisontal

P = tekanan pada tanah ; lb/ft²

Slop (A/d) :

$$A/d = \frac{57}{P^{0.5}}$$

$$= \frac{57}{798,59^{0.5}}$$

$$= 2,017$$

$$\text{Kemiringan pondasi} = \frac{(15 - 12)m}{15m}$$

$$= 0,20$$

kemiringan pondasi << slope a/d, maka pondasi dimensi tersebut dapat digunakan.

BAB VII

UTILITAS ITAS

BOSOWA

Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

BAB VII

UTILITAS

Setiap pabrik kimia harus mempunyai unit utilitas. Unit ini merupakan nunjang berlangsungnya proses produksi utama. Sehingga kapasitas produksi maksimal mungkin dapat terjadi. Utilitas pada asetaldehid ini meliputi unit-unit bagai berikut:

1. Unit penyediaan air
2. Unit pembangkit tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar
4. Unit refrigerant

II.1 Unit penyediaan Air

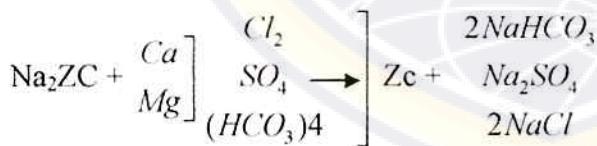
Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu industri kimia, lemikina pula dalam pabrik asetaldehid ini. Air yang digunakan direncanakan liambil dari Sungai, maka air tersebut perlu diolah sebelum digunakan.

Air Sungai diproses sedemikian rupa sehingga diperoleh air yang dapat dipergunakan untuk keperluan :

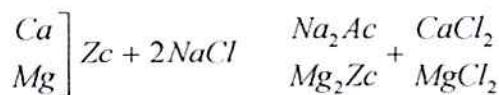
1. Air sanitasi
2. Air pendingin
3. Air pengisi boiler
4. Air proses.

dapun proses pengolahan air berjalan sebagai berikut :

1. Air Sungai dipimpakan ke dalam bak penampung air yang sebelumnya disaring terlebih dahulu dari kotoran-kotoran yang bersifat makro.
2. Dari bak penampung, air Sungai dipompa ke dalam tangki clarifier (tangki koagulasi) dimana dalam tangki ini ditambahkan tawas kalium ($K_2SO_4 \cdot Al_2SO_4 \cdot 24H_2O$) untuk proses pengendapan.
3. Dalam tangki koagulasi ini, air sengai dipompakan bersamaan dengan masuknya tawas, sehingga terjadi proses flokulasi dan endapan yang terbentuk akan turun. Endapan ini akan terkumpul di bagian bawah dan dibuang lagi ke sungai, sedangkan overflownya dialirkan ke sand filter.
4. Air setelah melewati sand filter, selanjutnya ditampung dalam bak penampung dan ditambahkan desinfektan untuk sanitasi dan sebagian dipompa ke dalam bak umpan ion exchanger.
5. Dari bak umpan ion exchanger, air dihilangkan kotoran dan anionnya dengan menggunakan tangki penukar ion sebagai berikut :



6. Air kemudian ditampung pada bak penampung, sedangkan zeolith yang sudah tidak aktif dilakukan pengaktifan kembali dengan penambahan NaCl



Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi dan sebagainya. Pada umumnya air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas yang terdiri

i :

a. Syarat Fisik :

Suhu	: Dibawah suhu udara
Warna	: Tidak berwarna (jernih)
Rasa	: Tidak berasa
Bau	: Tidak berbau
Kekeruhan	: $<1 \text{ mg SiO}_2 \text{ per liter}$

b. Syarat Kimia

Tidak mengandung zat organic manapun zat organic yang terlarut dalam air dan tidak mengandung racun

c. Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri pathogen.

Adapun kebutuhan air sanitasi terutama untuk keperluan karyawan, laboratorium, pemeliharaan peralatan, pemeliharaan kebun dan lain-lain (dari centrifugal pumplexicon) diasumsikan pada table 7.1.1 dibawah ini.

Table 7.1 Kebutuhan air sanitasi

No	Objek	Kebutuhan (kg/hari)
1	Karyawan	12.000
2	Laboratorium	3.000
3	Pemeliharaan peralatan	5000
4	Pemeliharaan kebun dan taman	10.000
	Total	30.000

Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin dalam pabrik dapat terlihat pada table di bawah ini.

Tabel 7.2 kebutuhan air pendingin

NO	Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Cooler	166525,863
2	Cooler	16165,2485
3	Condensor	3830,8135
4	Reactor	2169189,221
	Total	2355720,146

Air Pengisi Boiler

ini dipergunakan untuk menghasilkan steam di dalam boiler. Air umpan boiler harus memenuhi persyaratan yang sangat ketat karena kelangsungan operasi boiler sangat bergantung pada kondisi air umpannya.

Beberapa persyaratan yang harus dipenuhi antara lain :

- a. Bebas dari zat penyebab korosi, seperti asam dan gas-gas yang terlarut
- b. Bebas dari zat penyebab kerak yang disebabkan oleh kesadahan dan suhu yang tinggi, biasanya berupa garam-garam karbonat dan silica, kesadahan maksimal 150 ppm.
- c. Bebas dari zat penyebab timbulnya buih, busa yang disebabkan oleh zat-zat organic, anorganik dan minyak.
- d. Kandungan logam dan imperitis seminimal mungkin.

Table 7.3 Kebutuhan air umpan boiler

No	Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Heater	339,6586
2	Reboiler	117,9450
	Total	457,6036

Air Proses

Air proses dipergunakan untuk memenuhi kebutuhan air alat-alat proses seperti menara absorber dan untuk pelarut katalis. Persyaratan untuk air proses antara lain:

- pH sekitar 7
- Kesadahan < 10 ppm
- Tidak mengandung minyak dan lemak serta logam pengantar
- Turbin < 5 ppm

Tabel 7.4 kebutuhan air proses

No	Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Absorber	3067,1529
2	Tangki katalis	19,6119
	Total	3086,7648

VII.2 Unit Penyediaan Listrik

Dalam pabrik, listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak motor-motor, pompa dan penerangan. Tenaga listrik yang disediakan untuk memenuhi kebutuhan dari keseluruhan alat-alat proses yang menggunakan listrik dan penerangan.

Perincian kebutuhan tenaga listrik dari alat-alat yang dimaksud adalah sebagai berikut:

- Untuk keperluan proses
- Untuk penerangan

Untuk keperluan proses disediakan dari generator set, sedangkan untuk suplay strik dari PLN digunakan bila terjadi kerusakan pada generator set.

Tenaga Listrik Untuk Keperluan Proses

Kebutuhan untuk keperluan proses meliputi kebutuhan-kebutuhan yang disajikan pada table berikut :

Tabel 7.5 Tenaga Listrik Untuk Keperluan Proses

No	Nama dan kode alat	Hp
	Peralatan proses	
1	Penggerak kompresor udara (G-133)	6,29
2	Penggerak pengaduk tangki pencampur (M-120)	0,008
3	Penggerak pompa (L-01)	11,8
4	Penggerak pompa (L-02)	12,36
5	Penggerak pompa (L-03)	0,68
6	Penggerak pompa (L-04)	0,48
7	Penggerak pompa (L-05)	0,20
8	Penggerak pompa (L-06)	11,8
9	Penggerak pompa (L-07)	0,21
10	Penggerak pompa (L-08)	0,35
	Peralatan Utilitas	
11	Penggerak pompa (L-01)	49,31
12	Penggerak pompa (L-02)	49,31
13	Penggerak pompa (L-03)	49,31
14	Penggerak pompa (L-04)	49,31
15	Penggerak pompa (L-05)	1,51
16	Penggerak pompa (L-06)	1,51

Sambungan table 7.1

17	Penggerak pompa (L-07)	6,32
18	Penggerak pompa (L-08)	6,32
19	Penggerak pompa (L-09)	0,05
20	Penggerak pompa (L-10)	0,05
21	Penggerak pompa (L-11)	0,05
22	Penggerak pompa (L-12)	0,05
23	Penggerak pompa (L-13)	0,05
24	Penggerak pompa (L-14)	0,24
25	Penggerak pompa (L-15)	0,05
26	Penggerak pompa (L-16)	0,05
	Total kebutuhan listrik proses	251,398

jadi total kebutuhan listrik untuk alat proses adalah 320,748 Hp

$$= 251,398 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kW/Hp}$$

$$= 187,4675 \text{ kW}$$

b. Kebutuhan listrik untuk instrument dipakai 30% dari kebutuhan listrik alat proses

$$= 0,3 \times 251,398 \text{ Hp}$$

$$= 75,4194 \text{ Hp}$$

$$= 56,2402 \text{ kW}$$

kebutuhan non-operasional pabrik (perkantoran, laboratorium, keamanan, musholla, pemadam, dan lain-lain) asumsi 100% dari kebutuhan listrik alat proses dan instrument

$$= 187,4675 + 56,2402$$

$$= 243,7077 \text{ Hp}$$

$$= 181,7328 \text{ kW}$$

Total kebutuhan listrik keseluruhan

$$= 251,398 + 75,4194 + 243,7077$$

$$= 570,5251 \text{ Hp}$$

$$= 425,4406 \text{ kW}$$

Faktor keamanan diambil 30% maka total listrik yang diperlukan ;

$$= 1,3 \times 570,5251 \text{ Hp}$$

$$= 741,6826 \text{ Hp}$$

$$= 553,0727 \text{ kW}$$

Generator

Direncanakan menggunakan generator set dengan efisiensi 80%

$$\text{Kapasitas generator} = \frac{553,0727 \text{ kW}}{0,8}$$

$$= 442,4582 \text{ kW}$$

ketahui:

$$\text{kWatt} = 56,9071 \text{ Btu/menit} \quad (\text{Perry edisi 6, fig. 1-8})$$

$$\begin{aligned}\text{Tenaga generator} &= 442,4582 \text{ kW} \times 56,9071 \text{ Btu/menit} \\ &= 25179,0130 \text{ Btu/menit}\end{aligned}$$

$$\text{Heat value fuel oil} = 145100 \text{ Btu/menit (grade 4)} \quad (\text{Perry edisi 6, fig. 5-9})$$

$$H_v = 19092,0664 \text{ Btu/lb}$$

Kebutuhan bahan bakar generator tiap jam adalah :

$$\begin{aligned}&= \frac{25179,0130}{19092,0664} \\ &= 1,3188 \text{ lb/menit} \\ &= 79,128 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

/II.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Fungsi = menyimpan bahan bakar fuel oil grade 4 untuk keperluan generator dalam boiler

Jenis = silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk plat.

Densiti fuel oil = 7,5338 lb/gallon

$$= 56,38 \text{ lb/cuff}$$

Total kebutuhan fuel oil = kebutuhan generator + kebutuhan boiler

$$= 79,128 \text{ lb/jam} + 1643,7193 \text{ lb/jam}$$

$$= 1722,8473 \text{ lb/jam}$$

ume fuel oil dalam Tangki

$$= \frac{1722,8473}{56,38}$$

$$= 30,5578 \text{ cuft/jam}$$

emcanakan kapasitas Tangki untuk menampung bahan baker untuk keperluan 7
ri dan disediakan 1 buah Tangki

$$V = 30,5578 \text{ cuft/jam}$$

$$= 733,3872 \text{ cuft} \times 7 \text{ hari}$$

$$= 5133,7104 \text{ cuft}$$

sumsi :

$$\frac{H}{D} = 1,5$$

$$H = 1,5 \times D$$

$$Y = \pi \times 0,25 \times D^2 \times 1,5 \times D^3$$

$$5133,7104 = \pi \times 0,25 \times 1,5 \times D^3$$

$$D^3 = \frac{5133,7104}{1,0559}$$

$$D = 16,9409 \text{ ft}$$

$$D = 5,16 \text{ m}$$

$$= 5 \text{ m}$$

tinggi Tangki (H)

$$H = 1,5 \times 16,9409$$

$$= 25,4114 \text{ ft}$$

$$= 7,7454 \text{ m}$$

$$= 8 \text{ m}$$

II.4 Unit Refrigerant

selain air dan steam, pada perancangan pabrik asetaldehid ini juga digunakan NH_3 sebagai pendingin pada kondensor (CD – 01) untuk mengkondensasikan uap pari produk atas separator sebelum di tampung dalam Tangki pencampur . amoniak NH_3) yang digunakan sebanyak 9019,4113 kg/jam

Pemilihan NH_3 sebagai pendingin karena bahan ini mudah didapat, murah dan non explosive pada keadaan operasi

Spesifikasi peralatan Utilitas.

1. Bak penampung Air Sungai (B-01)

Fungsi : untuk menampung air yang akan digunakan untuk kebutuhan operasi pabrik selama 24 jam

Dimensi : Bak persegi panjang

Jumlah : 3 buah

Kapasitas : 546329,2423 kg/jam

Dimensi :

Panjang : 9 m

Lebar : 6 m

Tinggi : 3 m

Bahan konstruksi = Beton

2. Tangki clarifier (T – 01)

Fungsi : Tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk konis.

Jumlah : 3 buah

Kapasitas: 585329,2423 kg/jam

Dimensi :

- Tinggi : 12,5792 m

- diameter: 4,5223 m

- Tebal : 0,343 in

bahan konstruksi : Karbon steel 5A – 53, grade A

imensi :

- Tinggi : 12,58 m
- Diameter : 4,5 m
- Tebal : 0,34 in

Bahan konstruksi : Karbon steel SA-53, Grade A.

3. Tangki Sand Filter (T-02)

ungsi : Untuk menyaring air dari tangki clarifier sebelum ditampung dalam bak penampungan sementara (B-02)

enis : Silinder tegak

umlah : 1,buah

Kapasitas : 195,1097 m³

Dimensi :

- Tinggi bed : 2,85 m
- Diameter : 3,8 m
- Tinggi silinder : 5,7m

Bahan konstruksi : Karbon steel SA-53, Grade A

4. Bak Penempung Sementara (B-02)

Fungsi : Untuk air pendingin sebelum dialirkan ke alat proses.

Jenis : Bak persegi panjang

Jumlah : 2 buah

Kapasitas : $344,3113 \text{ m}^3$

Dimensi :

- tinggi : 3,9 m
- panjang : 11,7 m
- lebar : 7,8 m

Bahan konstruksi : Beton.

5. Bak Penampung Air Pendingin (B-03)

Fungsi : Untuk menampung air pendingin sebelum dialirkan ke alat proses

Jenis : Bak persegi panjang

Jumlah : 2 buah

Kapasitas : $481,0376 \text{ m}^3$

Dimensi :

- Tinggi : 5,5 m
- Panjang : 16,5 m
- Lebar : 11 m

Bahan Konstruksi : Beton

7. Tangki kation exchanger (T-03)

ungsi : Untuk penukar kation dalam air dengan menggunakan resin penukar kation.

enis : Tangki silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished heat

jumlah : 1 buah

Kapasitas : 11371,3666 kg/jam

Dimensi :

Tinggi : 3 m

Panjang : 2,4 m

Lebar : 0,1875 m

Bahan Konstruksi : karbon steel 5A-53,Grade A.

8. Tangki anion Exchanger (T-04)

ungsi : Untuk penukar anion dalam air dengan resin penukar anion.

enis : Tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished heat

jumlah : 1 buah

Kapasitas : 11371,3666 kg/jam

Bahan Isian : Resin natural (zeolit)

Masa aktif resin : 24 jam

Tinggi bed : 1,35 m

Dimensi :

Tinggi : 3,587 m

Diameter : 102 in

Tebal : 3/16 in

Bahan Konstruksi : karbon steel 5A-53, Grade A.

9. Bak air proses dan umpan boiler (B-05)

Fungsi : Untuk menampung air lunak yang akan digunakan untuk mengisi boiler dan untuk air proses

Jenis : Bak persegi panjang

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 11371,3666 kg/jam

Dimensi :

Tinggi : 1 m

- panjang : 4 m

Lebar : 3 m

Bahan Konstruksi : Beton

10. Boiler.

Fungsi : Untuk pembangkit steam

Jenis : Fire and tube boiler

Jumlah : 2 buah (1 buah cadangan)

Kapasitas : 8284,6018 kg/jam

Heating surface : 247074,611 ft
Kebutuhan bahan bakar : 1643,7193 lb/jam

11. Cooling tower I

Fungsi : untuk mendinginkan kondensat (air) dari 35°C menjadi 130°C dengan menggunakan udara

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 18,27 m³

Dimensi :

Tinggi : 7,0482 m

Diameter : 4,7 m

Bahan konstruksi : Stainless steel

12. Cooling tower II

Fungsi : untuk mendinginkan kondensat yang keluar dari alat proses

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 408,8819 m³

Dimensi :

Tinggi : 3, 478 m

Diameter : 2,3187 m

Bahan : stainless steel

13. Tangki Air Sanitasi (T – 06)

Fungsi : Menampung air sanitasi dengan penambahan desinfektan

Jenis : Tangki silinder dengan bawah datar

umlah : 1 buah

imensi :

Tinggi : 7,5 m

Diameter : 2,50 m

Kapasitas : 30.000 kg/jam

Bahan kontruksi : karbon Steel SA – S3, Grade A

14. Tangki bahan Bakar (TB – 01)

Fungsi : Untuk menampung Bahan baker fuel oil untuk keperluan generator dan Boiler selama 7 hari

Jenis : Tangki silinder tegak.

Jumlah : 1 buah.

Kapasitas : 5367,9528 liter/dtk

Dimensi :

Tinggi Tangki : 8 m

Diameter : 5 m

Bahan kontruksi : karbon steel SA – Ss3, grade A

15. Pompa Air Sungai (L-1, L – 2, L – 3, L – 4)

Fungsi : memompa air Sungai ke bak penampungan air Sungai.

Jenis : sentrifugal.

Jumlah : 2 buah (1 buah untuk cadangan)

Kapasitas : 151,7952 liter/detik

Power pompa :

Power motor : 49 Hp

Bahan Konstruksi : Komersial steel

16. Pompa Air Sanitasi (L – 05, L – 06)

Fungsi : memompa air dari bak penampungan sementara ke Tangki air sanitasi

Jenis : sentrifugal

Jumlah : 2 buah (1 buah cadangan)

Kapasitas : 151,7952 liter/detik

Power pompa :

Power motor : 2 Hp

Bahan Konstruksi : komersial Steel

17. Pompa Penampung Sementara (L – 07, L – 08)

Fungsi : memompa air dari bak penampung sementara ke bak penampungan air dingin

Jenis : sentrifugal.

Jumlah : 2 buah (1 buah cadangan)

Kapasitas : 22,7126 liter/detik

Power pompa :

Power motor : 6 Hp

Bahan Konstruksi : Komersial Steel.

18. Pompa Air Umpan Boiler.(L – 09; L – 10; L – 11; L – 12, L-13,L- 14)

fungsi : mengalirkan air dari Bak penampung ke umpan boiler

enis : sentrifugal

umlah : 2 buah (1 buah untuk cadangan)

apasitas : 4,6162 liter/detik

ower pompa : 0,0467 Hp

ower motor : 0,05 Hp

Bahan Konstruksi : Komersial steel

19. Pompa Air proses (L – 15)

fungsi : memompa air dari bak air proses ke air proses atau ke peralatan

enis : sentrifugal

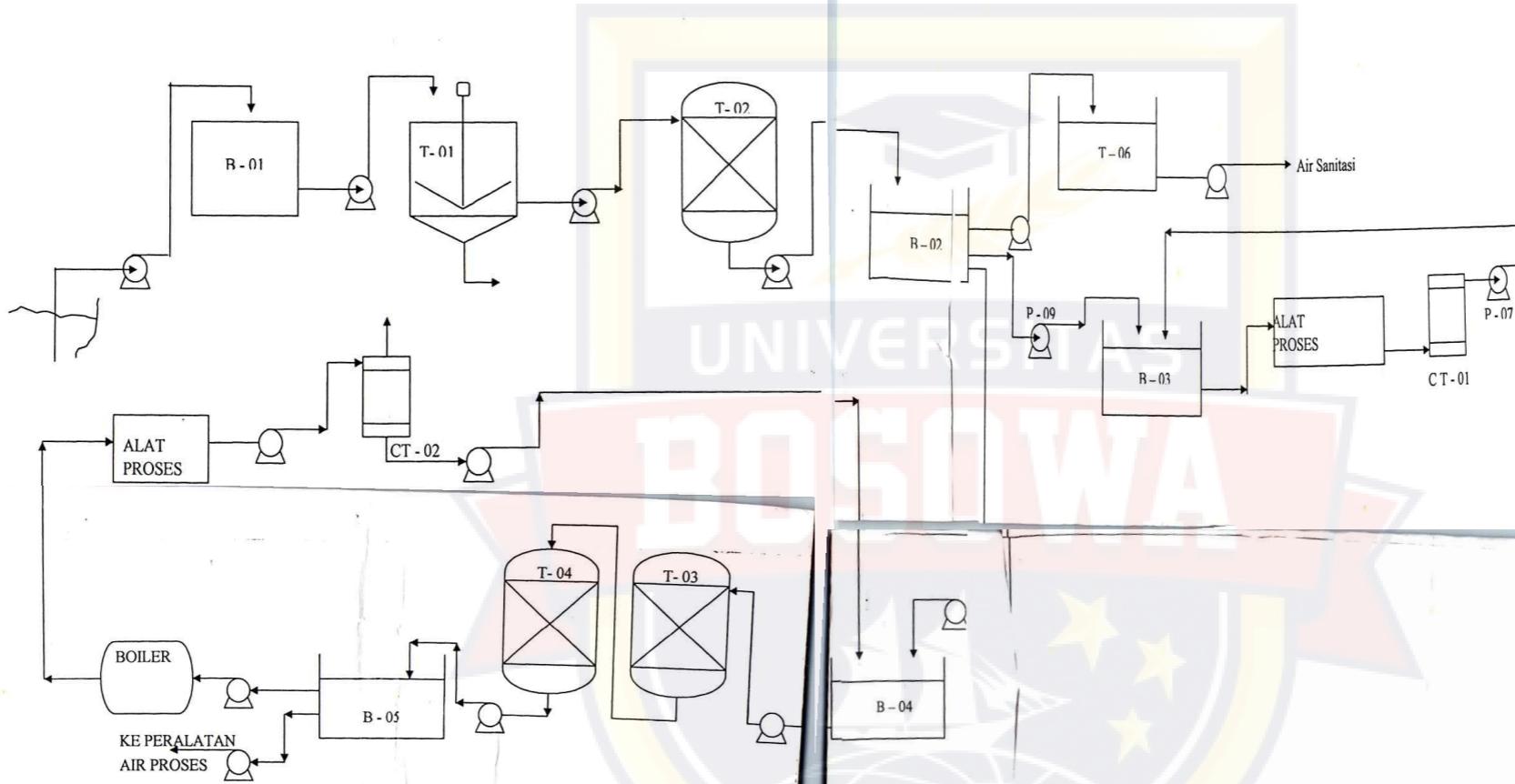
umlah : 2 buah (1 buah cadangan)

apasitas : 8,49 liter/dtk

power pompa :

Power motor : 0,2 Hp

Bahan Konstuksi : comersial Steel





BAB VIII

INSTRUMEN DAN KESELAMATAN KERJA



Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

BAB VIII

INSTRUMENT DAN KESELAMATAN KERJA

III.1 Instrumentasi

Dalam perencanaan suatu pabrik, instrumentasi memegang peranan penting sebab dengan adanya system instrumentasi tersebut maka bagian-bagian yang penting dalam pabrik dan memerlukan pengawasan yang rutin dapat dikontrol dengan baik.

Instrumentasi selain dipergunakan untuk mengetahui kondisi operasi, juga untuk mengatur harga-harga variabel proses, baik secara manual ataupun secara kontrol automatik. Penggunaan alat-alat kontrol automatik dan semi otomatis serta beberapa alat kontrol manual dalam proses industri kimia sangat dipergunakan untuk mempermudah operasi menuju keberhasilan produksi yang aman bagi pabrik yang direncanakan.

Variabel-varibel proses yang dimonitor antara lain adalah : suhu, tekanan, tinggi, permukaan liquida, aliran dan lain-lain. Tujuan utama dari pemasangan alat instrumentasi adalah :

- . Untuk menuju suatu operasi tetap aman yaitu dengan :
 - a. Menjaga variabel-varibel proses berada dalam batas yang aman
 - b. Mendeteksi timbulnya kondisi yang berada sedini mungkin dan membuat tanda bahaya, dan interlock otomatis jika kondisi itu timbul.
- . Menjaga rate produksi sesuai dengan rate yang dikehendaki
- . Menjaga kualitas produksi berada dalam standar yang telah ditetapkan.
- . Mempermudah pengoperasian alat.

berapa bagian instrumentasi yang diperlukan didalam proses secara otomatis :

Primary element

Adalah elemen yang dapat merasakan perubahan dari harga variabel yang diukur.

Elemen pengukur

Adalah elemen yang menerima output dari elemen primary dan melakukan pengukuran termasuk peralatan penunjuk atau indikator juga peralatan pencatat atau rekorder.

Elemen pengontrol

Adalah elemen yang menunjukkan perubahan harga dari variabel yang dirasa oleh elemen perasa dan diukur oleh elemen pengukur, untuk mengatur sumber tenaga sesuai dengan perubahan – perubahan yang terjadi.

Elemen pengontrol akhir

Adalah elemen yang merubah variabel menipulative sehingga variabel yang diukur tetap berada dalam range yang diinginkan.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah :

1. Range yang untuk pengukuran
2. Ketelitian yang dibutuhkan
3. Bahan kontruksi serta pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses
4. Faktor ekonomi

nis instrumentasi yang dipergunakan antara lain :

1. Indikator :

Alat yang dapat menunjukan kondisi operasi pada suatu daerah tertentu pada suatu peralatan.

2. Recorder :

Alat yang dapat mencatat kondisi operasi pada suatu daerah tertentu pada suatu peralatan.

3. Controller :

Alat yang dapat menunjukan kondisi operasi dan mengendalikan kondisi tersebut apabila tidak sesuai dengan yang diinginkan.

Alat ukur dan kontrol yang dipergunakan didalam pabrik ini adalah sebagai berikut :

1. Untuk mengukur tekanan dan suhu :

- a. Temperatur controller (TC)
- b. Pressure indicator (PI)
- c. Pressure controller (PC)

2. Untuk mengukur volume :

- a. Flow rate controller (FC)
- b. Level controller (LC)
- c. Level indikator (LI)

emasangan alat ukur & alat kontrol pada peralatan pabrik bisa dilihat pada tabel berikut:

Tabel VIII.1 Alat ukur dan alat kontrol yang digunakan dalam pabrik

NO	KODE	NAMA INSTRUMENTASI						
		TC	FC	LC	PI	LI	TI	PC
1.	F - 100				X			X
2.	F - 110	X		X				X
3.	R - 200	X		X	X		X	X
4.	D - 300	X	X	X				X
5.	D - 310	X						X
6.	E - 313	X						
7.	D - 320	X						X
8.	E - 322	X						
9.	E - 323	X					X	
10.	E - 324	X						
11.	AC -325			X				
12.	F - 400			X				
13.	E - 312	X						
14.	M - 120	X				X		X
15.	E - 122	X						
16.	D - 130	X						X
17.	E - 132	X						
18.	G - 133							X
19	FU-134							

III.2 Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja atau safety adalah hal yang sangat penting yang harus diperhatikan dalam merencanakan suatu pabrik. Keselamatan kerja yang dimaksud disini adalah suatu kejadian atau usaha yang ditujukan untuk mengendalikan atau menjegal terjadinya kecelakaan, kebakaran, penyakit akibat kerja atau hal-hal lain yang berkaitan dengan lingkungan kerja.

Pada saat perencanaan harus dipikirkan juga tentang lay out pabrik agar peletakan bahan diatur sedemikian rupa sehingga bahaya kebakaran dapat dihindarkan. Pada alat-alat mesin yang berputar dipasang pagar pengaman. Untuk menjaga ketentraman jiwa karyawan, maka perlu diadakan penjagaan keamanan. Karena adanya bahan baku, produk dan gas-gas yang mungkin bocor, maka perlu diberi safety, masker dan alat-alat lain untuk mencegah zat-zat yang bisa dihisap oleh karyawan. Dan yang penting harus dipenuhi ialah mengenai petunjuk-petunjuk dan syarat keamanan dari jawatan keselamatan kerja.

Untuk menanggulangi bila terjadi kebakaran, maka pabrik harus menyediakan unit PMK dan menggunakan sistem alarm yang dipasang pada pabrik.

Usaha-usaha untuk menjaga keselamatan kerja selain seperti disebut di atas, perlu diperhatikan hal sebagai berikut :

1. Di dalam ruang produksi para operator dilarang merokok.
2. Para operator ruang produksi harus memakai sepatu karet.

Para operator ruang produksi dilarang membuat gerakan atau kerja yang menimbulkan bunga api, misalnya menggesek sesuatu benda keras terhadap benda keras lainnya.

Ada empat faktor dalam urutan terjadinya kecelakaan kerja, yaitu :

Latar belakang pekerjaan

Yaitu sifat-sifat prakter yang tidak baik dari pekerjaan, baik dari keturunan atau lingkungannya. Hal ini akan mempengaruhi kelalaian pekerja.

Kelalaian pekerja

Sikap seperti gugup, pengabaian sistem kerja, dan lain-lain yang akan menyebabkan pekerja melakukan tindakan yang tidak aman, yang akan lebih parah lagi jika ditunjang dengan alat-alat yang tidak aman.

Tindakan yang tidak aman dan bahaya mekanis atau fisi, misalnya :

Kelakuan yang tidak aman dari pekerja seperti berdiri dibawah beban yang tersuspensi. Menjalankan mesin tanpa dilindungi, penerangan yang tidak cukup yang akan menyebabkan kecelakaan.

Kecelakaan

Kejadian seperti jatuhnya pekerja, tertumbuknya pekerja dengan benda melayang, yang akan menyebabkan injuri. Untuk menghindari kecelakaan maka rantai urutan di atas harus diputuskan, yang paling mudah adalah menghilangkan tindakan yang tidak aman atau hazard mekanis atau fisis, maka perlu diperhatikan hal-hal sebagai berikut :

Kelistrikan

Kelistrikan dalam industri atau tempat kerja dapat menyebabkan terjadinya muatan-muatan listrik pada bahan-bahan non konduktor, karena kontak dengan benda-benda lain atau gesekan. Selain itu hal yang perlu dilakukan adalah :

- a. Memasang papan tanda larangan yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi.
- b. Penempatan dan pemasangan motor-motor listrik tidak boleh mengganggu lalu lintas pekerja.
- c. Pemasangan alat-alat listrik ditempat kerja dengan bagian-bagian yang bertegangan.
- d. Isolasi kawat hantaran listrik harus disesuaikan dengan keperluan.

Mesin-mesin

Bahan-bahan berbahaya

Bahan-bahan kimia yang selama pembuatan, pengolahan, pengangkutan, penyimpanan dan penggunaan mungkin menimbulkan atau membebaskan debu, uap, kabut, yang dapat menimbulkan kebakaran, ledakan, korosi dan lain-lain harus ditangani dengan cermat.

Bangunan

Bangunan gedung maupun unit proses harus memenuhi standar keamanan, baik konstruksi maupun sistem perlengkapan keamanan.

Selain hal-hal tersebut di atas, maka alat-alat dan ruangan harus memenuhi syarat antara lain :

Harus disediakan tabung-tabung pemadam kebakaran di tempat yang penting, terutama pada ruangan produksi dan sekitarnya.

Alat pemadam api ini harus bermutu tinggi sesuai dengan besarnya api mungkin timbul dan juga jumlahnya harus cukup.

Kabel-kabel listrik yang letaknya berdekatan dengan alat yang bekerja pada suhu tinggi harus diisolasi.

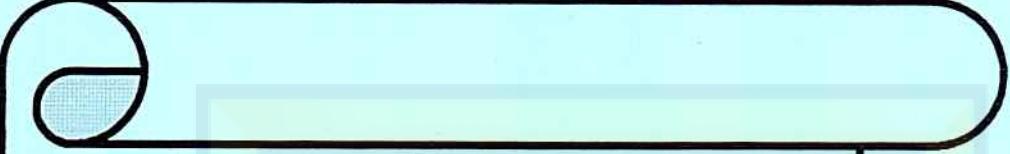
Pada atap gedung yang menjulang tinggi dan atap ruang produksi.

Konstruksi ruang produksi sebagian terbuka.

Jalur perpipaan sebaiknya di atas permukaan tanah atau tepatnya diletakkan pada lantai pertama kalau di dalam gedung, atau setinggi 3,5 meter bila di luar gedung untuk tindakan menghalangi kendaraan yang lewat.

Letak alat diatur sedemikian rupa sehingga selain para operator dapat bekerja dengan leluasa, juga tidak akan menyulitkan apabila ada perbaikan dan pembongkaran.

Dilakukan kontrol secara periodik terhadap seluruh alat instalasi pabrik oleh petugas perawatan.



BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK



Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

IX.1 Lokasi Pabrik

Dalam menentukan lokasi pabrik digunakan scoring metode, dimana penentuan ini didasarkan pada nilai yang tertinggi dari beberapa lokasi yang dipilih. Tempat yang dipilih harus menunjang segala perencanaan pabrik tersebut dari segi teknis maupun ekonomis sehingga memberikan hasil optimal.

Daerah yang dipilih sebagai tempat merencanakan pabrik adalah di Kabupaten Dumai. Penilaian tempat didasarkan beberapa faktor yang telah dipertimbangkan dengan teliti.

Faktor-faktor yang diperhatikan dalam pemilihan lokasi daerah Dumai, yaitu :

1. Faktor utama

Faktor utama antara lain terdiri dari :

A. Persediaan utama antara lain terdiri dari :

Bahan baku yang merupakan faktor utama dalam menentukan pabrik ini adalah gas etilen.

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Jumlah persediaan bahan baku yang ada, serta yang akan dipergunakan untuk masa yang akan datang.

- Kapasitas sumber bahan baku
- Kualitas bahan baku
- Jarak daerah sumber bahan baku dengan sumber bahan baku yang lain.

B. Pemasaran

Penjualan atau pelemparan produk harus diperhatikan, yang termasuk dalam masalah ini menyangkut akan kebutuhan produk, prospek kebutuhan yang akan datang, juga jarak ke pasaran, harus pula diperhatikan mengenai masalah pergudangan. Disamping itu masalah kompetisi atau saingan, karena pabrik asetaldehid di Indonesia masih kurang memenuhi kebutuhan, maka akan untuk masalah ini tidak mengkhawatirkan .

C. Power dan persediaan bahan bakar

Untuk pabrik ini unit pembangkit tenaga listrik diusahakan sendiri dengan menggunakan minyak diesel yang di dapat dari pertamina unit Dumai.

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Ada tidaknya tenaga listrik atau macam-macam bahan bakar di daerah itu serta cadangan yang akan digunakan dimasa yang akan datang.
- Jumlah tenaga listrik dan bahan baku
- Harga tenaga listrik dan bahan bakar
- Mudah dan tidaknya mendapatkan bahan bakar

D. Persediaan air

Air disini digunakan untuk utilitas medium pendingin, pencegah kebakaran, kebutuhan manusia dan lain-lain. Harus diketahui jumlah atau kualitas untuk keperluan pabrik tersebut. Kebutuhan air disini dibagi menjadi tiga yaitu kebutuhan air untuk sanitasi, air boiler dan air pendingin.

E. Cuaca

Beberapa hal yang menyangkut cuaca adalah mengenai kelembaban dan suhu. Ini untuk keperluan isolator, cooling tower dan lainnya, juga harus diperhatikan mengenai banjir, angin ribut dan gempa. Semua ini pada dasarnya menyangkut investasi peralatan dan bahan konstruksi. Didaerah yang kami pilih sebagai tempat pabrik ini cukup memenuhi syarat

Faktor Spesifik

Yang termasuk faktor spesifik antara lain :

A. Transportasi

Menyangkut sistem pendidikan dan fasilitas angkutan, juga masalah biaya, pabrik ini didirikan dekat dengan jalan raya, pelabuhan sehingga memudahkan transportasi bahan baku dan pemasaran produk.

B. Buruh

Letak pabrik ini di Kabupaten Dumai merupakan daerah industri, maka tidak akan mengalami kesukaran dalam mencari tenaga kerja, baik yang

skill labour (ahli) maupun yang inskill labour (pelaksana). Buruh yang merupakan latar belakang pendidikan rendah, sedang maupun tinggi mudah didapatkan, sehingga akan membantu mengurangi jumlah pengangguran.

C. Pengolahan Limbah

Masalah buangan dari pabrik harus ada penanganan tersendiri. Pabrik menyediakan pengolahan limbah sehingga sisa proses yang dibuang ke sungai sudah tidak membahayakan lagi.

D. Undang-undang atau peraturan

Yaitu mengenai zoning, pengelompokan daerah industri, pasaran dan lain-lain. Disamping itu diperhatikan pula peraturan mengenai bangunan, penggunaan jalan umum dan peraturan-peraturan mengenai waste dispol atau waste treatment yaitu menyangkut pula desain pembuangan dan pengolahan limbah.

E. Pajak

Diketahui dulu sistem perpajakan yang berlaku menyangkut pajak upah, perseroan, pajak penghasilan, asuransi dan lain-lain. Karena pabrik merupakan industri baru, maka mendapatkan kebebasan pajak selama 5 tahun pertamanya dan mendapatkan kebebasan pajak import alat.

F. Site Karakteristik

Struktur tanah termasuk komposisi dan daya dukung tanah cukup baik. Excess terhadap jalan umum cukup memenuhi, ruangan untuk perluasan proses di masa mendatang cukup besar.

G. Lingkungan

Fasilitas untuk rekreasi pegawai dan keluarganya, sekolah-sekolah, tempat ibadah dan asrama kesehatan cukup baik. Dengan dasar-dasar pertimbangan seperti yang disebutkan maka pemilihan lokasi di Dumai telah memenuhi syarat.

X.2 Plant Lay Out

Plant lay out merupakan cara pengaturan letak dari unit-unit dalam suatu pabrik. Plant lay out ditentukan setelah lokasi pabrik ditentukan.

Lay out pabrik harus direncanakan sedemikian rupa sehingga dapat diperoleh efisiensi yang tinggi dalam setiap kegiatan atau operasi serta menjamin keselamatan kerja yang maksimal. Pengaturan di dalam material processingnya sehingga letak dari unit-unit tersebut disesuaikan dengan fungsinya. Plant lay out ini dimaksudkan untuk mengatur alat-alat serta fasilitas produksi, disamping itu peralatan yang baik akan menambah gairah kerja, peletakan yang baik akan menekan pengongkosan, disamping maintanance dapat dilakukan dengan mudah.

aktor-faktor yang harus diperhatikan dalam merencanakan lay out pabrik adalah :

a. Keadaan dan Karakteristik tanah

Hal ini berkaitan dengan masalah perencanaan pondasi, peletakan alat-alat tertentu dan kemungkinan diperlukan peralatan di bawah tanah, sehingga dapat diatur tata letak bangunan proses, jalan-jalan dan sebagainya. Daerah yang tinggi misalnya dapat dimanfaatkan storage liquid.

b. Keamanan, baik keamanan bagi karyawan, peralatan maupun proses pabrik.

c. Jarak antara alat yang satu dengan yang lainnya harus cukup besar, agar ada ruangan untuk memperbaiki, pemeliharaan dan pembersihan.

d. Distribusi ekonomi dan utilitas (Steam, air, power dan bahan bakar).

e. Peletakan alat-alat tertentu yang harus diletakkan di dalam atau di luar ruangan.

f. Luas dan letak tanah untuk perluasan pabrik dimasa yang akan datang.

g. Unit pengolahan limbah

h. Jalan dalam pabrik harus sebaik mungkin, terutama untuk transportasi bahan baku dan produk. Hal ini berkaitan pula dengan masalah keamanan pabrik.

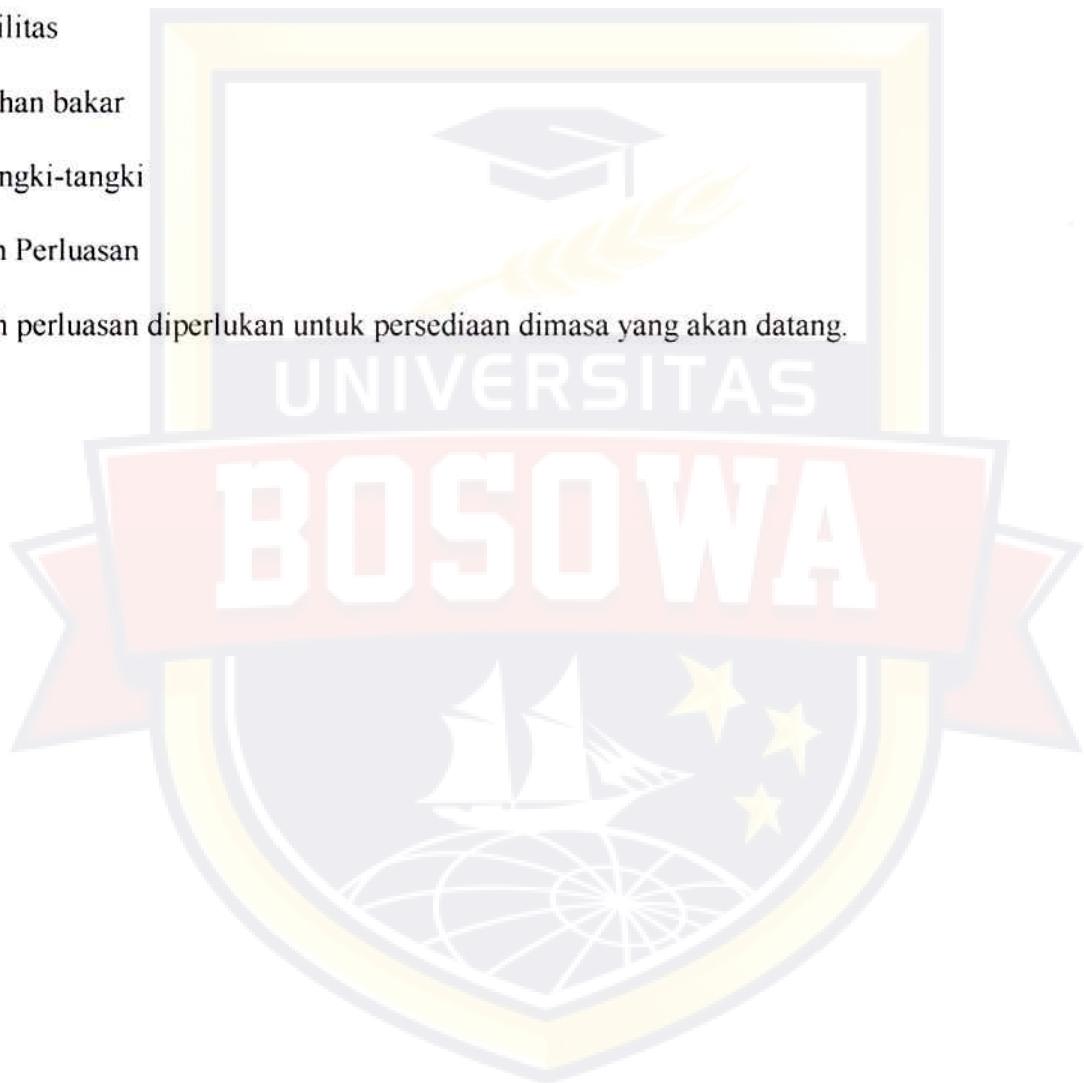
Lay out pabrik ini dibagi menjadi beberapa daerah, yaitu :

Daerah bangunan

- a. Perkantoran
- b. Laboratorium
- c. Pergudangan
- d. Bagian pemeliharaan atau bengkel

- e. Politik, kantin, koperasi dan parkir
- . Daerah Proses
 - a. Peralatan
 - b. Utilitas
 - c. Bahan bakar
 - d. Tangki-tangki
- Daerah Perluasan

Daerah perluasan diperlukan untuk persediaan dimasa yang akan datang.



No	Keterangan
1	Daerah Proses
2	Gudang bahan baku
3	Ruang control
4	Kantor
5	Perpustakaan
6	Perpustakaan
7	Poliklinik
8	Mushollah
9	Unit Water Treatment
10	Power station
11	Boiler
12	Tangki bahan baker
13	PMK
14	Gudang Teknik
15	Bengkel
16	Laboratorium
17	Kantin
18	Keamanan
19	Parkir
20	Taman
21	Perluasan

BAB X

BENTUK

ORGANISASI DAN

MANAJEMEN

PERUSAHAAN

Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

BAB X

BENTUK ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN

entuk Perusahaan	:	Perseroan Terbatas (PT)
struktur organisasi	:	Garis
lokasi pabrik	:	Dumai, propinsi Riau
apangan usaha	:	Industri Asetaldehid
kapasitas	:	165.000.000 kg/jam

X.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan pada perencanaan pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (PT), yaitu suatu bentuk persekutuan dimana perusahaan berasal dari beberapa orang atau badan hukum dalam bentuk saham. Faktor-faktor yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah :

1. Mudah dalam mendapatkan modal, selain dari Bank juga diperoleh dari penjualan saham.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan produksi.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan .
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direksi dan karyawan.

X.2 Struktur Organisasi

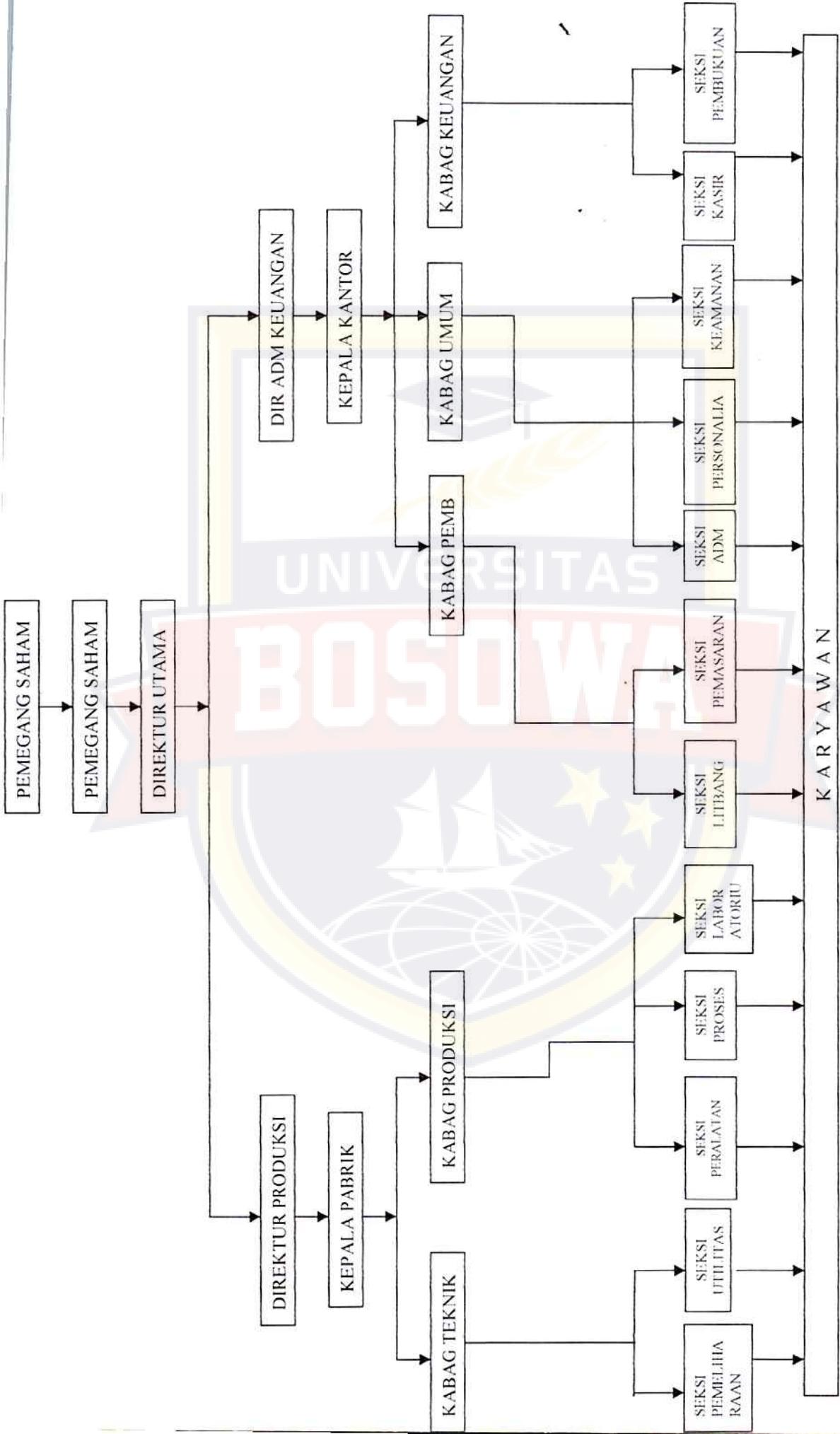
Struktur organisasi yang digunakan adalah berbentuk garis. Alasan pemilihan struktur ini adalah :

Kesatuan komando terjamin dengan baik, karena pimpinan berada dalam satu tangan.

Pembagian tanggung jawab jelas, sehingga tidak terjadi tumpang tindih dalam menjalankan tugas atau memberi perintah.

Kepala bagian merupakan tenaga ahli dibidangnya masing-masing dan secara langsung terhadap aktifitas yang diperlukan untuk mencapai tujuan organisasi.

Pimpinan pabrik dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab langsung kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris adalah wakil dari pemegang saham. Struktur organisasi pada perusahaan ini diperhatikan pada gambar 10.1



X.3.Pembagian Tugas Dan Wewenang

1. pemegang saham

Pemegang saham adalah orang-orang yang mengumpulkan modal untuk perusahaan dengan jalan membeli saham. Pemegang saham merupakan pemilik perusahaan dan mempunyai kekuasaan tertinggi dalam perusahaan.

Tugas dan wewenang kekuasaan saham :

- 1. Menghadiri rapat umum pemegang saham
- 2. Memilih dan memberhentikan anggota dewan komisaris
- 3. Memilih dan mengangkat direksi perusahaan
- 4. Menetapkan rencana kerja dan anggaran belanja pabrik.

3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan wakil dari pemegang saham yang ditunjuk dalam rapat pemegang saham. Ketua dewan komisaris biasanya adalah pemegang saham terbesar dan dipilih dari rapat umum pemegang saham.

Tugas dan wewenang dewan komisaris :

- 1. Memilih dan memberhentikan direktur/direksi
- 2. Mengawasi direktur/direksi
- 3. Menyetujui atau menolak rencana anggaran dan belanja pabrik dari direktur.

3. Direksi

Direksi terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh dua orang direktur, yaitu direktur teknik/produksi dan direktur administrasi keuangan.

Tugas dan wewenang direktur utama :

- 1. Bertanggung jawab kepada dewan komisaris
- 2. Menentukan kebijaksanaan, peraturan dan tata tertib perusahaan
- 3. Mengangkat dan memberhentikan karyawan
- 4. Merupakan pimpinan tertinggi perusahaan sehari-hari

Tugas dan wewenang direktur teknik/produksi :

- 1. Bertanggung jawab kepada direktur utama
- 2. Mengawasi jalannya produksi dan peralatan pabrik
- 3. Bertanggung jawab terhadap perbaikan dan pemeliharaan alat produksi
- 4. Menyediakan sarana produksi

Tugas dan wewenang direktur administrasi dan keuangan. Direktur administrasi dan keuangan bertanggung jawab terhadap direktur utama dalam hal :

1. Neraca keuangan perusahaan
2. Administrasi perusahaan
3. Mengatur dan mengawasi pemasaran produk dan pembelian bahan baku
4. Kesejahteraan dan keperluan karyawan

4 Kepala bagian

Tugas dan wewenang kepala bagian :

Membantu direktur dan bagian masing-masing dalam perencanaan dan pelaksanaan aktifitas sehari-hari

Melakukan pengawasan dan memberikan pengarahan kepada seksi-seksi dibawahnya

Menyusun laporan dari hasil yang dicapai masing-masing seksi.

5 Kepala seksi

Tugas dan wewenang kepala seksi :

- . Memimpin dan melaksanakan aktifitas masing-masing seksi
- . Memberikan saran dan pertimbangan-pertimbangan mengenai seksinya kepada kepala bagian masing-masing.

4. Golongan Karyawan

Status karyawan dari pabrik yang direncanakan ini dapat dibagi atas tiga golongan, yaitu :

- . Karyawan tetap, yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh dewan direksi dan mendapatkan upah bulanan yang didasarkan pada keahlian, masa kerja dan kedudukan
- . Karyawan harian, yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh dewan direksi tanpa surat keputusan (SK) dan mendapat upah harian.

Karyawan borongan, yaitu karyawan yang dipakai pada saat-saat tertentu saja, waktu kerja dan upah disesuaikan dengan borongan kerja yang diberikan pabrik.

4.1. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik beroperasi 24 jam perhari 300 hari dalam setahun. Sisa waktu pergunakan untuk pemeliharaan dan perbaikan peralatan pabrik. Waktu kerja karyawan dibagi dalam dua golongan, yaitu :

1. Karyawan non shift

Karyawan non shift mempunyai masa kerja 6 hari dalam seminggu, sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Jadwal kerjanya adalah sebagai berikut :

- Senin sampai kamis 08.00 – 16.00
- Istirahat 12.00 – 13.00
- Jumat 08.00 – 16.00
- Istirahat 12.00 – 14.00
- Sabtu 08.00 – 13.00

2. Karyawan shift

Jadwal kerja untuk karyawan shift dibagi dalam tiga bagian, yaitu :

- Shift I 08.00 – 16.00
- Shift II 16.00 – 24.00
- Shift III 24.00 – 08.00

Karyawan shift dibagi dalam empat regu, dimana tiga regu kerja dan satu regu istirahat. Jadwal karyawan shift ditunjukkan pada tabel 10.1.

Tabel 10.1. Pembagian Tugas Per Shift

Hari/regu	01	02	03	04	05	06	07	08	09	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	S	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan :

P = Pagi

S = Siang

L = Libur

M = Malam

2. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan menurut masing-masing jabatan ditunjukkan pada tabel 10.2.

berikut ini :

Tabel 10.2 Data Jumlah Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur utama	1
2.	Direktur Produksi	1
3.	Direktur administrasi keuangan	1
4.	Sekretaris	3
5.	Kepala Pabrik	1
6.	Kepala kantor	1
7.	Kepala bagian	5
8.	Kepala seksi	12
9.	Karyawan keuangan	6
10.	Karyawan proses	100
11.	Karyawan laboratorium	9
12.	Karyawan utilitas	20
13.	Karyawan peralatan	4
14.	Karyawan gudang	8
15.	Karyawan pemeliharaan	8
16.	Karyawan pemasaran	6
17.	Karyawan personalia	4
18.	Karyawan administrasi	4
19.	Petugas keamanan	10
20.	Sopir	10
21.	Pesuruh dan petugas kebersihan	2
22.	Dokter	2
23.	Perawat	5
	Jumlah	231

BAB XI
ANALISA EKONOMI

UNIVERSITAS

BOSOWA



Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi diperlukan untuk mengetahui apakah pabrik yang rencanakan layak didirikan atau tidak.

faktor-faktor yang perlu ditinjau dalam hal ini adalah :

Laju Pengembalian Modal (Rate of Return)

Waktu Pengembalian Modal (Pay of time)

Titik Impas (Break Even Point)

XI. 1 HARGA PERALATAN

Penafsiran harga peralatan setiap waktu akan selalu berubah karena sangat tergantung pada kondisi ekonomi. Karena itu untuk menaksir harga suatu peralatan diperlukan suatu index yang dapat mengkonversi harga peralatan pada masa lalu sehingga diperoleh harga yang ekivalen dengan harga sekarang Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut :

$$\text{Harga sekarang} = \frac{\text{Cost Index Sekarang}}{\text{Cost Index Tahun X}} \times \text{Harga Alat Tahun X}$$

2 PENENTUAN MODAL INDUSTRI (TOTAL CAPITAL INVESTMENT)

Fixed Capital Invesment (FCI)

a. Direct Cost (biaya langsung)

- Harga peralatan	100 % = Rp 35.467.825.000,-
- Instalasi/pemasangan alat	30 % = Rp 10.640.347.500,-
- Instrumen & control	15 % = Rp 5.320.173.750,-
- Perpipaan	10 % = Rp 3.546.782.500,-
- Instalasi listrik	12 % = Rp 4.256.139.000,-
- Bangunan dan alat bantu	30 % = Rp 10.640.347.500,-
- Fasilitas & halaman	55 % = Rp 19.507.303.750,-
- Tanah	6 % = Rp 2.128.069.500,-
Total (DC)	= Rp 89.591.725.950,-

Indirect Cost

- Engineering & supervisi (15%D) =	Rp. 13.438.758.890,-
- Ongkos pemborong (15%D) =	Rp. 13.438.758.890,-
- Biaya tak terduga (15%D) =	Rp. 13.438.758.890,-
Total Indirect Cost =	Rp. 40.316.276.680,-

$$FCI = (DC) + (IC)$$

$$= Rp 129.908.002.600,-$$

Modal total (total capital Investmen)

$$TCI = FCI + WCI$$

$$TCI = FCI + 0,15 TCI$$

$$0,85 \quad TCI = FCI$$

$$TCI = \frac{FCI}{0,85}$$

$$TCI = \frac{\text{Rp. } 129.908.002.600,-}{0,85}$$

$$TCI = \text{Rp } 152.832.944.200,-$$

. Working Capital Investment (WCI)

$$WCI = 15\% TCI$$

$$= 0,15 \times \text{Rp. } 152.832.944.200,-$$

$$= \text{Rp. } 22.924.941.630,-$$

Investasi ini direncanakan 40 % modal sendiri dan 60 % modal pinjaman dengan masa konstruksi 2 (dua) tahun . Dimana 60% dari total investasi dikeluarkan pada tahun pertama.

Investasi pada tahun pertama kontruksi

$$= 60 \% \times TCI$$

$$= 60 \% \times \text{Rp } 152.832.944.200,-$$

$$= \text{Rp } 91.699.766.520$$

odal sendiri, 40% modal perusahaan:

$$\begin{aligned}
 &= 40\% \times \text{TCI} \\
 &= 40\% \times \text{Rp } 152.832.944.200,- \\
 &= \text{Rp } 61.133.177.680
 \end{aligned}$$

odal pinjaman 60% modal perusahaan

$$\begin{aligned}
 &= \text{Investasi tahun I} - \text{modal sendiri} \\
 &= \text{Rp } 91.699.766.520 - \text{Rp } 61.133.177.680,- \\
 &= \text{Rp } 30.566.588.840,-
 \end{aligned}$$

KI. 3 PENENTUAN BIAYA PRODUKSI TOTAL

(TOTAL PRODUCTION COST)

1. Biaya Pembuatan (Manufacturing Cost)

a. Pengeluaran Tetap (Fixed Cost)

Bahan baku	= Rp.	53.516.624.830,-
Gaji pegawai	= Rp.	4.257.000.000,-
Utilitas	= Rp.	44.109.894.120,-
Laboratorium (10%Gp)	= Rp.	425.700.000,-
Repair dan maintenance (5%FCI)	= Rp.	6.495.400.130,-
Operating supplier (0,5%FCI)	= Rp.	649.540.013,-
Patent and royalties	= Rp.	0.07 TPC
Total	= Rp.	109.454.159.100 + 0.07 TPC,-

I. 4. EVALUASI EKONOMI

Harga penjualan produk.

Produk Asetaldehid = 16.500 ton/tahun = 16.500.000 kg/tahun

Harga jual per kg = Rp 11.500,-

Harga jual pertahun = Rp 189.750.000.000,-

Perhitungan Break Even Point (BEP)

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \times \text{SVC})}{\text{S} - (0,7 \times \text{SVC}) - \text{VC}} \times 100\%$$

Dimana : S = Total harga penjualan

FC = Biaya tetap

SVC = Biaya semi variabel

VC = Biaya variabel

a. Biaya tetap (FC)

Depresiasi 10 % FCI = Rp. 12.990.800.260,-

Pajak 3%FCI = Rp. 3.897.240.078,-

Asuransi 0,5% FCI = Rp. 649.540.013,-

Total = Rp. 17.537.580.350,-

b. Variabel Cost (VC)

Bahan baku = Rp. 53.516.624.830,-

Utilitas = Rp. 44.109.894.120,-

Patent and royalti = Rp. 12.239.398.790,-

Total = Rp. 109.865.917.700,-

b) Semi Variabel Cost (SVC)

Gaji pegawai	=	Rp. 4.257.000.000,-
Laboratorium (10% GP)	=	Rp. 425.700.000,-
Pemeliharaan dan perbaikan	=	Rp. 6.495.400.130,-
Power supply (1% F	=	Rp. 649.540.013,-
Overhead (50% GP)	=	Rp. 8.742.427.710,-
Riset dan pengembangan	=	Rp. 1.748.485.542,-
Administrasi	=	Rp. 8.742.427.710,-
Pembiayaan	=	Rp. 7.641.647.210,-
Total	=	Rp. 38.702.628.320,-

Perhitungan BEP Berdasarkan Cara Analitis

$$BEP = \frac{FC + (0,3 \times SVC)}{S - (0,7 \times SVC) - VC} \times 100\%$$

$$BEP = \frac{Rp\ 17.537.580.350 + (0,3 \times Rp\ 38.702.628.320)}{Rp\ 189.750.000.000 - (0,7 \times Rp\ 38.702.628.320) - Rp\ 109.865.917.700}$$

$$= 55,21\%$$

Perhitungan cash flow

a. laba kotor = harga penjualan – Total biaya produksi (TPC)

$$= Rp. 189.750.000.000,- - Rp. 174.848.554.200,-$$

$$= Rp. 14.901.445.800,-$$

b. Pajak penghasilan $30\% \times$ laba kotor

$$= 30\% \times \text{Rp } 14.901.445.800,-$$

$$= \text{Rp } 4.470.433.740,-$$

c. Laba bersih = (laba kotor – pajak penghasilan)

$$= \text{Rp. } 14.901.445.800,- - \text{Rp } 4.470.433.740,-$$

$$= \text{Rp } 10.431.012.060,-$$

d. Cash Flow :

$$= \text{laba bersih} + \text{Depresiasi}$$

$$= \text{Rp } 10.431.012.060 + \text{Rp } 12.990.800.260$$

$$= \text{Rp } 23.421.812.320,-$$

Return On Investment (ROI)

a. Sebelum pajak = Laba Kotor $\times 100\%$

TCI

$$= \frac{\text{Rp. } 14.901.445.800,-}{\text{Rp. } 152.832.944.200,-} \times 100\%$$

$$= 9,75\%$$

b. Setelah pajak = $\frac{\text{Rp. } 10.431.012.060,-}{\text{Rp. } 152.832.944.200,-} \times 100\%$

$$= 6,825\%$$

Pay Out Time (POT)

a. Sebelum pajak $= \frac{FCI}{laba kotor + Depresiasi} \times 1 \text{ tahun}$

$$= \frac{Rp\ 129.908.002.600,-}{Rp\ 14.901.445.800 + Rp\ 12.990.800.260} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 4,66 \text{ tahun}$$

b. Sesudah pajak $= \frac{FCI}{laba bersih + Depresiasi} \times 1 \text{ tahun}$

$$= \frac{Rp\ 129.908.002.600,-}{Rp\ 10.431.012.060 + Rp\ 12.990.800.260,-} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 5,55 \text{ tahun}$$

Internal Rate of Return (IRR)

Untuk mengetahui IRR setiap tahun untuk berbagai harga inflasi dihitung dengan persamaan:

$$\text{Present Value} = \sum \left(\frac{\text{cashflow}}{(1 + \tau)^n} \right)$$

Dengan τ = inflasi

n = tahun

$$\sum = \left(\frac{\text{Cashflow}}{(1+i)} \right)$$

$$= \frac{Rp\ 23.421.812.320}{(1+0,23)^{10}}$$

$$= 1,9\%$$

Nilai i dihitung dengan trial and error yaitu bila present value sudah sama dengan total investasi maka i yang ditrial dianggap memenuhi.

Menghitung Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{0,3 \times SVC}{S - 0,7 \times SVC - VC} \times 100\%$$

Dimana ;

S = Total harga penjualan

FC = Biaya tetap

SVC = Semi variable cost

VC = Variable cost

Maka ;

$$SDP = \frac{0,3 \times Rp.\ 38.702.628,320}{(189.750.000.000 - 0,7 \times Rp\ 38.702.628,320 - Rp\ 109.865.917,700)} \cdot 100\%$$

$$= 21,43\%$$

BAB XII

KESIMPULAN

Prarancangan pabrik Asetaldehid dari Etilen dengan proses Wacker (*two stage process*) berkapasitas 16.500 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Dumai, sesuai perhitungan analisa ekonomi diketahui :

- ROI (Return Of Investment) untuk pabrik ini sebelum pajak 9,75%, sesudah pajak 6,825%
- POT (Pay Out Time) sebelum pajak 4,66 tahun, sesudah pajak 5,55 tahun
- BEP (Break Event Point) adalah 55,21% dan SDP atau Shut Down Point 21,43%.
- Jumlah Karyawan pada pabrik ini yaitu 144.
- Jumlah alat utilitas pada pabrik ini yaitu 38 alat.

Adi dari hasil perhitungan di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Asetaldehid dari Etilen dapat diteruskan ketahap perencanaan.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, RS, and Newton, R.D, “*Chemical Engineering Cost Estimation*” 1 st Ed, Mc Graw – Hill Co, New York, 1995.

Brown, G.G, et al, “*Unit Operation*”, *Modern Asia edition*, John Wiley and Sons Inc, Tokyo, 1978.

Brownell, L.E, and Young, E.H, “*Process Equipment Desing*” 1st ed, Wiley Easter, Ltd, New Delhi, 1959.

Christien J. Geankoplis, “*Transport Processes Principle*” Second edition, Allya and Bacon, Inc Boston Sydney Toronto.

Foust, A.S, et al, “*Principle of unit Operation*”, 2 st ed, john Wiley Sons inc, New york, 1980.

Hanley, D.J, Sanders. R.E, and Mapp, P.T, “*Propilen and its Industrial Derivatives*”, E.G Hancooked, Earenest Benn ltd, London, 1973.

Hougen, O.A, and Watson, K.M, “*Chemical Process Principle*” part I, II,2 st Princeton, New York.

Hess, H.G, “*Process Equipment Design*”, D Van Nostran Company, IncPrinceton, New Jersey, 1945.

Kern, D.L, 1950, “*Process Heat Transfer*”, Me Grawn – Hill Book Company, Sons, Inc, New York.

Levenspiel, O. 1962, "Chemical Reaction Engineering", John Wiley and Sons, Inc, New York.

Ludwig, E, 1965. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant", Vol I, Gulf Publishing Company, Houston.

Perry, R.H. Green, D.W, and Malloney, J.O, 1984, "Perry's Chemical Engineer's Handbook", 6 ed, Mc Graw – Hill, Kongakusha, Ltd, Tokyo, 1968.

Smith, H.C. Van Ness, 1959,"Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", Third edition, Mc Graw – Hill Book Company, New York.

Trey, R.E, "Mass Transfer operation", me Grawn – Hill Book Co.Kogakusha, Ltd. Tokyo, 1968.

Vibrant, F.C, and Dryden, C.E . "Chemical Engineering Phint Design" 4th ed, Mc Grawn – Hill Book Co. Tokyo 1959.

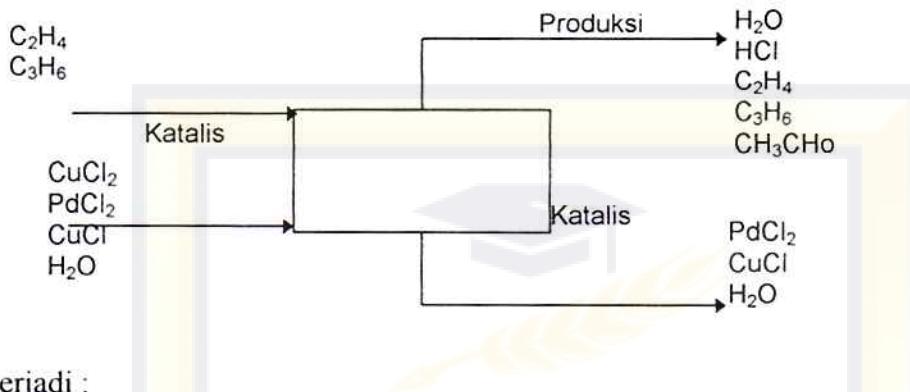
LAMPIRAN A-1

UNIVERSITAS

BOSOWA

Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

REAKTOR



X – yang terjadi :



onversi 1 x 98% (asetaldehid, hidrokarbon proses November 1981)

Data-data berat molekul :

$$C_2H_4 = 28$$

$$H_2O = 18$$

$$C_3H_6 = 42$$

$$CuCl_2 = 136$$

$$CH_3CHO = 44$$

$$PdCl_2 = 177$$

$$CuCl = 36,5$$

$$CuCl = 100,5$$

demudian etilen (C_2H_4) = 99,7 % berat

inert terdiri dari propilen (C_3H_6) = 0,3% berat

dasis perhitungan = 1000 kg / jam

$$C_2H_4 \text{ masuk reaktor} = 99,7\% \times 1000 = 997 \text{ kg} = 35,6071 \text{ kmol}$$

$$C_3H_6 \text{ inert} = 1000 - 997 = 3 \text{ kg} = 0,0714 \text{ kmol}$$

$$C_2H_4 \text{ yang bereaksi} = 0,98 \times 35,6071 \text{ kmol}$$

$$= 34,8950 \text{ kmol}$$

$$= 977,0600 \text{ kg}$$

C_2H_4 sisa = C_2H_4 masuk - C_2H_4 bereaksi

$$= 997 \text{ kg} - 977,0600 \text{ kg}$$

$$= 19,9400 \text{ kg}$$

$$= 0,17121 \text{ kmol}$$

$$= 2 \times \text{C}_2\text{H}_4 \text{ beraksi} \times \text{BM CuCl}_2$$

$$= 2 \times 34,8950 \text{ kmol}$$

$$= 69,7900 \text{ kmol} \times 136$$

$$= 9491,44 \text{ kg}$$

H_2O yang bereaksi

$$= 34,8950 \text{ kmol} = 628,1100$$

CH_3CHO terbentuk

$$= \text{C}_2\text{H}_4 \text{ bereaksi} \times \text{BM CH}_3\text{CHO}$$

$$= 34,8950 \text{ kmol} \times 44 \text{ kg/kmol}$$

$$= 1535,3800 \text{ kg}$$

HCl yang terbentuk

$$= 2 \times \text{C}_2\text{H}_4 \text{ bereaksi} \times \text{BM HCl}$$

$$= 69,7900 \text{ kmol} \times 36,5$$

$$= 2547,3350 \text{ kg}$$

CuCl terbentuk

$$= 2 \times \text{C}_2\text{H}_4 \text{ bereaksi BM CuCl}$$

$$= 2 \times 34,8950 \text{ kmol} \times 100,5$$

$$= 7013,895 \text{ kg}$$

Aliran katalis dan H₂O yang masuk (dasar pemilihan katalis dari buku "Chemical Engineering Kinetic" oleh J.M. Smith "Shereve's "Chemical process Industries" oleh G.T. Austin).

Komposisi katalis dan H₂O dalam % berat adalah :

Sumber : Asetaldehid, hidrokarbon, proses November 1981)

$$\text{CuCl}_2 = 10\%$$

$$\text{PdCl}_2 = 0.07\%$$

$$\text{CuCl} = 0,075\%$$

$$\text{H}_2\text{O} = 89.855\%$$

$$\text{Total} = 100\%$$

Sehingga komposisi katalis dan H₂O dalam berat menjadi :

$$\text{CuCl}_2 = 10/10 \times 9491,44 \text{ kg} = 9491,44 \text{ kg}$$

$$\text{PdCl}_2 = 0,07/10 \times 9491,44 \text{ kg} = 66,44008 \text{ kg}$$

$$\text{CuCl} = 0,075/10 \times 9491,44 \text{ kg} = 71,1858 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 89,855/10 \times 9491,44 \text{ kg} = 85285,33412 \text{ kg}$$

$$\text{Total} = 94914,4 \text{ kg}$$

$$\text{CuCl keluar reaktor} = \text{CuCl dari larutan katalis} + \text{CuCl terbentuk}$$

$$= 71,1858 \text{ kg} + 7013,895 \text{ kg}$$

$$= 7085,0808 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O keluar reaktor} = \text{H}_2\text{O dari larutan katalis} - \text{H}_2\text{O yang bereaksi}$$

$$= 85285,33412 - 628,1100 \text{ kg}$$

$$= 84657,22412 \text{ kg}$$

I_2O yang keluar reaktor dan berupa uap misal :

Jap air yang keluar reaktor = x kmol

Komponen kmol

C_2H_4 0,17121

HCl 69,7900

C_3H_6 0,074

CH_3CHO 34,8950

H_2O X

Total 104,92761 + X

Dik : BM gas = 150,500

Air yang berupa uap = X kmol

Tekanan uap H_2O pada 80°C = 0,4647 atm

$$\text{ys} = \frac{PV}{(pt - pv)} \times \frac{BM - H_2O}{BM \cdot \text{Gas}}$$

$$\text{ys} = \frac{0,4647}{(7 - 0,4647)} \times \frac{18}{150,500}$$

$$\text{ys} = 0,0731 \times 0,1196$$

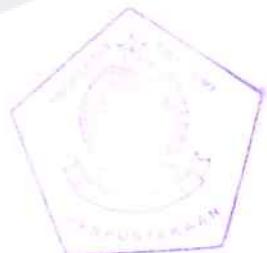
$$= 0,0087 \frac{\text{kmol}/\text{H}_2\text{O}}{\text{kmol}/\text{gas}}$$

$$0,0087 = \frac{X}{104,92761 + X}$$

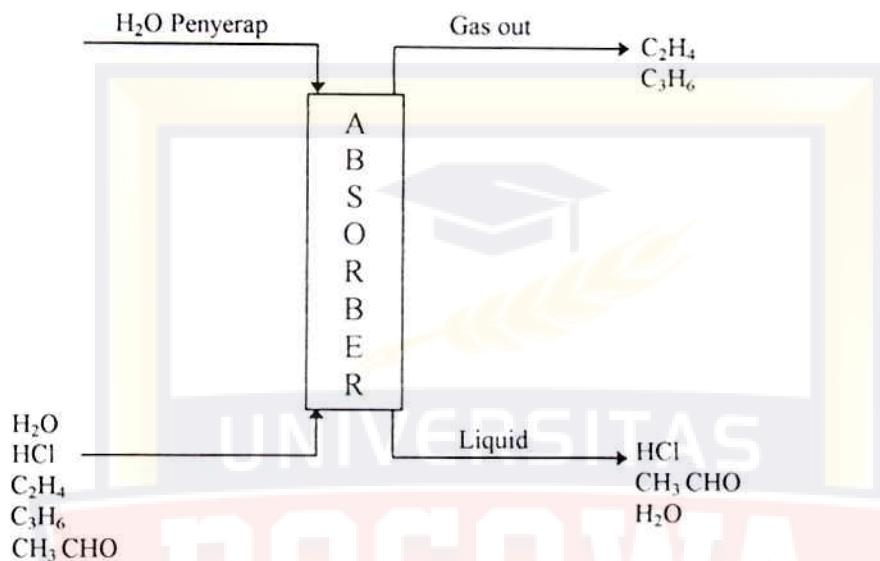
$$X = \frac{0,0087 \times 104,92761}{1 - 0,0087} \quad X = 0,92088 \text{ kmol} = 16,57584 \text{ kg}$$

Tabel Lamp.A₁,Neraca Massa Total Reaktor

Komponen	Jumlah (Kg)	Komponen	Jumlah (Kg)
Dari tangki :		Ke tangki penampung	
C ₂ H ₄	997,0000	PdCl ₂	66,4401
C ₃ H ₆	3,0000	CuCl	7085,0808
Sub Total	1000,0000	H ₂ O	84641,0242
Dari tangki katalis		Sub Total	91792,5451
H ₂ O	85285,3341	Ke absorber	
CuCl	9491,4400	H ₂ O	16,1999
PdCl ₂	66,4401	HCl	2547,3350
CuCl	71,1858	C ₂ H ₄	19,9400
Sub Total	94914,4000	C ₃ H ₆	3,0000
		CH ₃ CHO	1535,3800
		Sub Total	4121,8549
Total	95914,4000	Total	95914,4000



2. ABSORBER



Tabel Lamp. A.2 Komposisi bahan masuk Absorber :

Komponen	Jumlah (Kg)
Dari Reaktor :	
H ₂ O	16,19999
HCl	2547,3350
C ₂ H ₄	19,9400
C ₃ H ₆	3,0000
CH ₃ CH ₀	1535,3800
Total	4121,8549

sumsi : Larutan bottom pada absorber mengandung 25%

total CH₃CHO yang terserap = 1535,3800 kg

H₂O dan HCl dalam Bottom produk = 75/25 x 1535,3800 kg

$$= 4606,1400 \text{ kg}$$

HCl dalam bottom produk = 2547,3350 kg

H₂O dalam bottom produk = 4606,1400 - 2547,3350

$$= 2058,8050 \text{ kg}$$

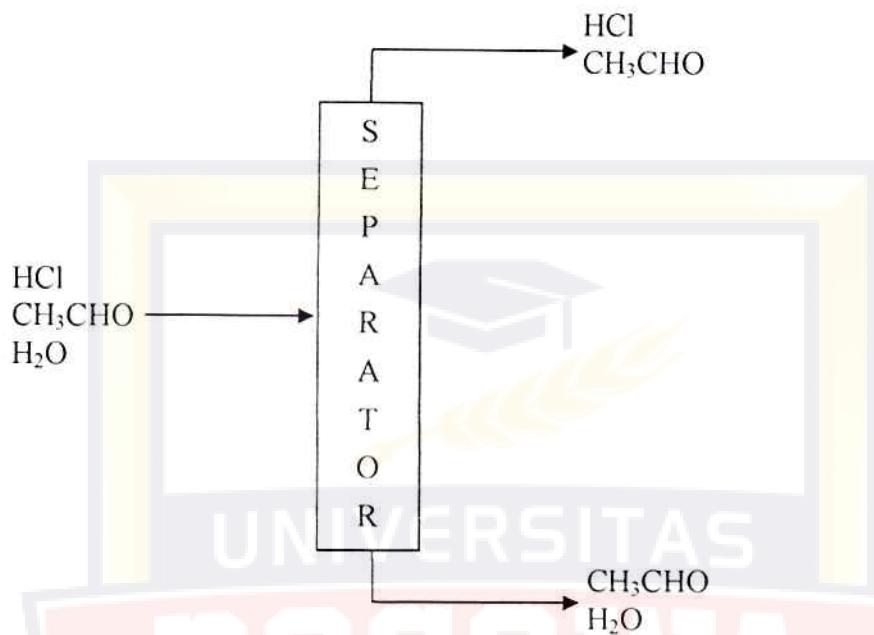
Jumlah H₂O sebagai penyerap = 2058,8050 - 16,1999

$$= 2042,6051 \text{ Kg}$$

Tabel Lamp. A₂ Neraca Massa Total Absorber

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (Kg)	Komponen	Jumlah (Kg)
Dari reaktor :		Di bawa gas :	
H ₂ O	16,1999	C ₂ H ₄	19,9400
HCl	2547,3350	C ₃ H ₆	3,0000
C ₂ H ₄	19,9400	SubTotal	22,9400
C ₃ H ₆	3,0000	Di bawa liquid :	
CH ₃ CHO	1535,3800	HCl	2547,3350
Sub Total	4121,8549	CH ₃ CHO	1535,3800
		H ₂ O	2058,8050
H ₂ O penyerap	2042,6051	Sub Total	6141,5200
Total	6164,4600	Total	6164,4600

3. SEPERATOR



Tabel Lamp.A₃ Komponen bahan masuk separator :

Komponen	Jumlah (kg)
HCl	2547,3350 kg
CH ₃ CHO	1535,3800 kg
H ₂ O	2058,8050 kg
	6141,5200 kg

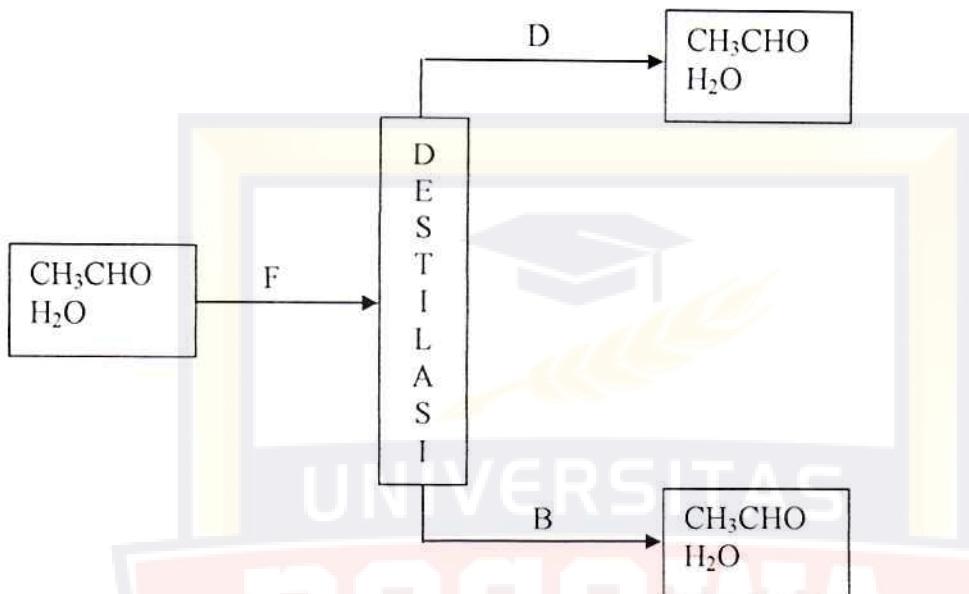
Pada separator, komponen CH₃CHO yang menguap sebesar 0,25%, sedangkan komponen HCl diharapkan menguap 100%. Untuk komponen H₂O dalam proses ini tidak ada yang menguap.

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{CHO yang menguap} &= 0,25/100 \times 1535,3800 \text{ Kg} \\
 &= 3,83845 \text{ kg} \\
 \text{CH}_3\text{CHO liquid} &= 1535,3800 - 3,83845 \\
 &= 1531,54155 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Tabel Lamp.A.3 Neraca Massa Total Separator

Masuk		Keluar	
Masuk	Jumlah (Kg)	Komponen	Jumlah (Kg)
Dari absorber :			Di bawa gas :
HCl	2547,3350	HCl	2547,3350
CH ₃ CHO	1535,3800	CH ₃ CHO	3,8385
H ₂ O	2058,8050	Sub Total	2551,1735
		Di bawa liquid :	
		CH ₃ CHO	1531,1735
		H ₂ O	2058,8050
		Sub Total	3589,9785
Total	6141,5200	Total	6141,5200

4. DESTILASI



Tabel Lamp. A.4.1 Komposisi Bahan Masuk Destilasi

Komponen	Jumlah (kg)
CH ₃ CHO	1531,5415
H ₂ O	2058,8050
Total	3590,3465

Pada menara destilasi diinginkan komposisi produk = 99 % CH₃CHO

Neraca massa total :

$$F = D + B$$

$$3590,34655 = D + B$$

$$B = 3590,34655 - D$$

Neraca massa komponen CH₃CHO :

$$X_f = D \cdot X_d + B \cdot X_b$$

$$531,54155 = 0,99 \cdot D + 0,01 (3590,34655 - D)$$

$$531,54155 = 0,99 \cdot D + 3590,34655 - 0,01 \cdot D$$

$$531,54155 - 35,9034655 = 0,98 \cdot D$$

$$1495,638085 = 0,98 \cdot D$$

$$0,98 \cdot D = 1495,638085$$

$$D = 1526,161311 \text{ kg}$$

$$B = F - D$$

$$= 3590,34655 - 1526,161311$$

$$= 2064,185239 \text{ kg}$$

komposisi produk destilat mengandung 99 % CH₃CHO dan 1 % H₂O produk atas pada destilat :

$$\text{CH}_3\text{CHO} = 0,99 \times 1526,1613 \text{ kg} = 1510,8997 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,01 \times 1526,1613 \text{ kg} = 15,2616 \text{ kg}$$

Produk bawah pada botton :

$$\text{CH}_3\text{CHO} = 0,01 \times 2064,1853 \text{ kg} = 20,6419 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,99 \times 2064,1853 \text{ kg} = 2043,5434 \text{ kg}$$

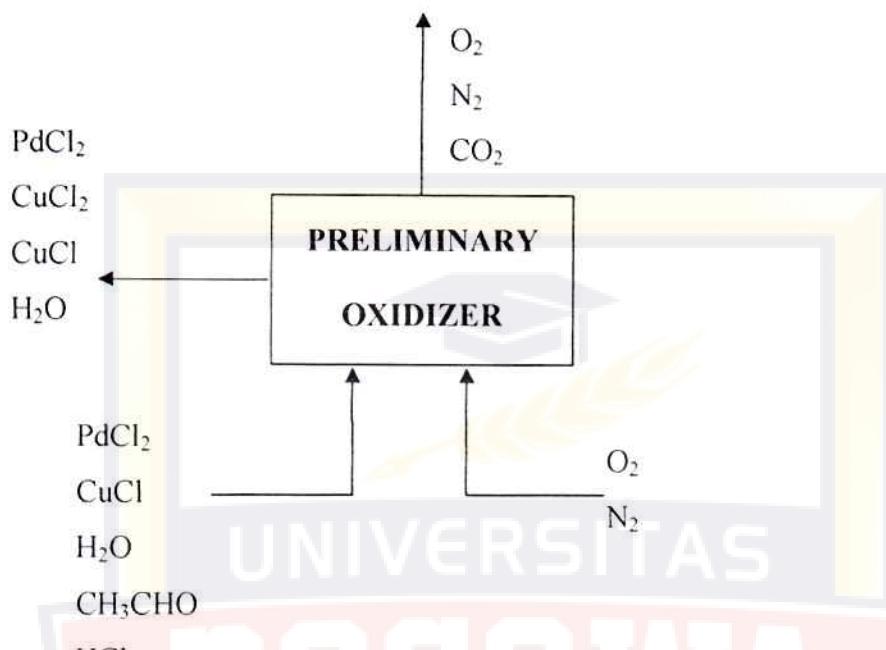
Sehingga komposisi produk pada destilat dan botton menara adalah :

Komponen	Destilat (kg/m)	Jlh. (kg)
CH ₃ CHO	1510,8997	20,6419
H ₂ O	15,2616	2043,5434
Total	1526,1613	2064,5434

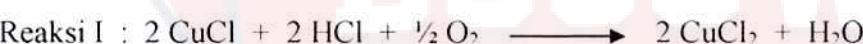
Tabel Lamp.A.4.Neraca Massa Total Destilasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Dari Separator :		Top Produk :	
CH ₃ CHO	1531,5416	CH ₃ CHO	1510,8997
H ₂ O	2058,8050	H ₂ O	15,2616
		Total	1526,1613
		Botton Produk :	
		CH ₃ CHO	20,6419
		H ₂ O	2043,5434
Total	3590,3466	Total	3590,3466

5. PRELIMINARY OXIDIZER



Reaksi yang terjadi :



Dalam proses ini komponen HCl terkoversi 100 %

HCl yang bereaksi = 2547,3350 kg

= 69,7900 kmol

CuCl yang bereaksi = 69,7900 kmol

= 7013,895 kg

CuCl yang terbentuk = 69,7900 kmol

= 9491,4400 kg

H₂O yang terbentuk = $\frac{1}{2} \times 69,7900 \text{ kmol}$

= 34,8950 kmol

= 628,1100 kg

$$\begin{aligned}
 O_2 \text{ yang bereaksi} &= \frac{1}{4} \times 69,7900 \text{ kmol} \\
 &= 17,4475 \text{ kmol} \\
 &= 558,3200 \text{ kg}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{CHO} \text{ yang bereaksi} &= 3,8385 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 O_2 \text{ yang bereaksi} &= \frac{5}{2} \times 0,0872 \text{ kmol} \\
 &= 0,2180 \text{ kmol} \\
 &= 6,9760 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 CO_2 \text{ yang bereaksi} &= 2 \times 0,0872 \text{ kmol} \\
 &= 0,1744 \text{ kmol} \\
 &= 7,6736 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_2O &= 2 \times 0,0872 \text{ kmol} \\
 &= 0,1744 \text{ kmol} \\
 &= 3,1392 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total H}_2O \text{ yang terbentuk} &= H_2O \text{ Reaksi I} + H_2O \text{ Rx II} + H_2O \text{ yang masuk} \\
 &= 628,1100 + 3,1392 + 84641,02422 \\
 &= 85272,2734
 \end{aligned}$$

kebutuhan air proses pada tangki katalis

$$\begin{aligned}
 &= H_2O \text{ dari tangki katalis} - \text{Total H}_2O \text{ yang terbentuk} \\
 &= 85285,33412 - 85272,2734 \\
 &= 13,06072 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CuCl sisa} &= \text{CuCl masuk} - \text{CuCl beraksi pada rx I} \\
 &= 7085,0808 - 7013,895 \\
 &= 71,1858 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Total O₂ yang dibutuhkan untuk reaksi :

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 \text{ reaksi} &= 17,4475 \text{ kmol} + 0,2180 \\
 &= 17,6655 \text{ kmol} \\
 &= 565,296 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

O₂ yang digunakan 20 % berlebih dengan komposisi :

$$\text{O}_2 = 21\%$$

$$\text{N}_2 = 79\%$$

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 \text{ masuk} &= 1,2 \times 17,6655 \text{ kmol} \\
 &= 21,1986 \\
 &= 678,3552 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 \text{ sisa} &= \text{O}_2 \text{ masuk} - \text{O}_2 \text{ bereaksi} \\
 &= 678,3552 - 565,296 \\
 &= 113,0592 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{N}_2 &= 79/21 \times 21,1986 \text{ kmol} \\
 &= 79,7471 \text{ kmol} \\
 &= 2232,9192
 \end{aligned}$$

Tabel Lamp.A.5. Neraca Massa Total Preliminary Oxidizer

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah	Komponen	Jumlah
Dari tangki pencampur		Ke tangki katalis	
PdCl ₂	66,4400	PdCl ₂	66,4400
CuCl	7085,0808	CuCl ₂	9491,4400
H ₂ O	84641,0242	H ₂ O	85272,2734
CH ₃ CHO	3,8384	CuCl	71,1858
HCl	2547,3350		
Sub Total	94343,7184	Sub Total	94901,3392
Dari kompressor udara :		Gas buang :	
O ₂	678,3551	O ₂	113,0592
N ₂	2232,9192	CO ₂	7,6731
		N ₂	2232,9192
Total	97254,9927	Total	97254,9917

Rencana pabrik akan didirikan dengan kapasitas 16.500 ton/tahun

Hari kerja = 300 hari

$$\text{Kapasitas} = 16.500 \text{ ton/tahun} \times 1 \text{ tahun}/300 \text{ hari} \times 1 \text{ hari}/24\text{jam} \times 1000 \text{ kg}/1 \text{ ton}$$

$$= 2291,6667 \text{ kg/jam}$$

Jntuk memperoleh produk dengan kapasitas 2291,6667 kg/jam maka dikalikan dengan :

$$= \frac{2291,6667}{1526,1613}$$

$$= 1,5016$$

Sebagai contoh neraca massa total reaktor yang dikali dengan faktor pengali yaitu:

Tabel Neraca Massa Total Reaktor

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Dari tangki etilen (F-100) C ₂ H ₄ C ₃ H ₆	1497,0840 4,5048	Ketangki Pencampur (M-120) H ₂ O PdCl ₂ CuCl	127096,0132 99,7657 10638,8779
Sub Total	1501,5888	Sub Total	137834,6568
Dari tangki katalis (F-110) H ₂ O CuCl ₂ PdCl ₂ CuCl	128063,5017 14252,2399 99,7657 106,8918	Ke Absorber (D-200) H ₂ O HCl C ₂ H ₄ C ₃ H ₆ CH ₃ CHO	24,3256 3825,0497 29,9417 4,5048 2305,5094
Sub Total	142522,3991	Sub Total	6189,3311
Total	144023,9879	Total	144023,9879

LAMPIRAN B -1

UNIVERSITAS

BOSOWA

Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

NERACA PANAS

a-Data Thermodinamika

b-Data Lamp. B. 1.1 Kapasitas panas (Cp) gas dalam kj/kmol⁰K

komponen	A	b-T	C.T ²	d.T ³	e.T ⁴
O ₂	29,8832	-1,1348.10 ⁻²	4,3377.10 ⁻⁵	-3,7008.10 ⁻⁸	1,0100.10 ⁻¹¹
N ₂	29,4119	-3,0068.10 ⁻³	5,5406.10 ⁻⁶	5,1318.10 ⁻⁸	-4,2531.10 ⁻¹²
CO ₂	19,0233	7,9629.10 ⁻²	-7,3707.10 ⁻⁵	3,7457.10 ⁻⁷	-8,1330.10 ⁻¹²
C ₂ H ₄	16,8346	5,1519.10 ⁻²	2,1635.10 ⁻⁴	-3,4562.10 ⁻⁷	1,5879.10 ⁻¹⁰
C ₃ H ₆	24,3657	7,1279.10 ⁻²	3,3845.10 ⁻⁴	-5,1527.10 ⁻⁷	2,3047.10 ⁻¹⁰
HCl	30,3088	-7,6090.10 ⁻³	1,3261.10 ⁻⁵	-4,0137.10 ⁻⁹	
CH ₃ CHO	24,5377	7,6013.10 ⁻²	1,3625.10 ⁻⁴	-1,9994.10 ⁻⁷	7,5955.10 ⁻¹¹
H ₂ O	34,0471	-9,6506.10 ⁻²	3,2998.10 ⁻⁵	-2,0447.10 ⁻⁸	4,3023.10 ⁻²

umber : "Introduction to Material & Energy Balances" oleh G.V. Reklaitis, 1959

c-Data Lamp.B. 1.2 Kapasitas panas (Cp) liquid dalam kkal/kmol⁰K

komponen	A	b-T	C.T ²	d.T ³
HCl	17,7227	0,9043	-5,6449.10 ⁻³	1,1338.10 ⁻⁵
CH ₃ CHO	16,8842	0,8102	-3,0809.10 ⁻³	4,4259.10 ⁻⁶
H ₂ O	18,2964	0,4721	-1,3388.10 ⁻³	1,3142.10 ⁻⁶

umber : "Introduction to Material & Energy Balances" oleh G.V. Reklaitis, 1959

d-Data Lamp.B. 1.3 Kapasitas Panas (Cp) Liquid dalam kkal/kmol⁰K

komponen	A	b-T
CuCl	5,41	1,5
CuCl ₂	5,88	3,4
PdCl ₂	8,25	6,4

umber : "Introduction to Material & Energy Balances" oleh G.V. Reklaitis, 1959

el Lamp.B. 1.4 Data Entalpi Pembentukan (ΔH_f)

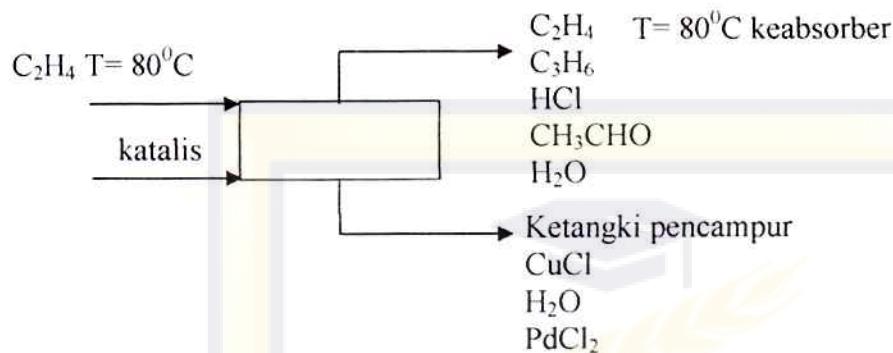
Komponen	$\Delta H_f / \text{kmol}$
CH ₃ CHO	-39760,0
HCl	-22063,0
CuCl	-31400,0
H ₂ O (g)	-57797,0
H ₂ O (e)	-68317,0
CuCl ₂	-64700,0
C ₂ H ₄	-12500,0
CO ₂	-94050,0

nber: "Chemical Engineer Hand Book" Oleh Robert H. Perry & Don Green

Komponen	H _{vi} (Kkal/kg)	T _c (°K)	T.Boiling Point (°K)
HCl	105,773	324,6	187
CH ₃ CHO	139,8004	469	293,4
H ₂ O	539,9480	647,3	373

nber "Chemical Engineer Hand Book" oleh Robert H. Perry & Don Green

1. Neraca Panas Reaktor (R-200)



ondisi Operasi Reaktor

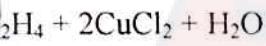
$$: T = 80^{\circ}\text{C} = 353^{\circ}\text{K}$$

emperatur referens

$$: P = 100 \text{ psi} = 6,846 \text{ atm}$$

eaksi yang terjadi

$$: 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$



neras masuk :

neras masuk pada suhu 80⁰C = 353⁰K

$$= m \int \frac{T_2}{T_1} Cp dT$$

$$\text{C}_2\text{H}_4 = \frac{1497,0840 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{353} (16,8346 + 5,1519 \cdot 10^{-2} T + 2,1635 \cdot 10^{-4} T^2 + 3,4562 \cdot 10^{-7} T^3 + 1,5879 \cdot 10^{-10} T^4) \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 32601,0523 \text{ kkal}$$

panas masuk reaktor = $Q_1 = (QC_2H_4 + QC_3H_6 + QH_2O + QCuCl_2 + QPdCl_2 + QCuCl)$

$$Q_1 = 8642036,568 \text{ kkal}$$

s keluar pada suhu $80^\circ = 353^\circ K$

$$\text{awah uap} = m \int \frac{T_2}{T_1} Cp.dT$$

$$C_{H_4} = \frac{29,9417 \text{ kg}}{28 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{353} (16,8346 + 5,1519 \cdot 10^{-2}T + 2,1635 \cdot 10^{-4}T^2 + (-3,4562 \cdot 10^{-7}T^3) + 1,5879 \cdot 10^{-10}T^4) \text{ kj/kmol}^\circ K dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 652,0215 \text{ kkal}$$

$$C_{H_6} = \frac{4,5048 \text{ kg}}{42 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{353} (24,3657 + 7,1279 \cdot 10^{-2}T + 3,3845 \cdot 10^{-4}T^2 + (5,1527 \cdot 10^{-7}T^3) + 2,3047 \cdot 10^{-10}T^4) \text{ kj/kmol}^\circ K dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 96,2114 \text{ kkal.}$$

$$C_{Cl} = \frac{3825,0497 \text{ kg}}{36,5 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{353} (30,3088 + (-7,6090 \cdot 90 \cdot 10^{-3}T) + 1,3261 \cdot 10^{-5}T^2 + (4,0137 \cdot 10^{-9}T^3)) \text{ kj/kmol}^\circ K dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 40088,8246 \text{ kkal}$$

$$\text{H}_3\text{CHO} = \frac{2305,5094 \text{ kg}}{44 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{553} (24,5377 + 7,6013 \cdot 10^{-2}T + 1,3625 \cdot 10^{-4}T^2 + (-1,994 \cdot 10^{-7}T^3 + 7,5955 \cdot 10^{-11}T^4) \text{ kj/kmol}^\circ\text{K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg} + 119,4217 \\ = 1344,5924 \text{ kkal}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{24,3256 \text{ kg}}{18 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{553} (34,0471 + (-96506 \cdot 10^{-3}T) + 3,2998 \cdot 10^{-5}T^2 + (-2,0447 \cdot 10^{-8}T^3) + 4,3023 \cdot 10^{-12}T^4) \text{ kj/kmol}^\circ\text{K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg} + 554,5828 \\ = 4,4854 \text{ kkal}$$

Total Panas yang dibawa uap keluar :

$$= QC_2\text{H}_4 + QC_3\text{H}_6 + Q\text{HCl} + Q\text{CH}_3\text{CHO} + Q\text{H}_2\text{O} \\ = 625,0215 + 96,2114 + 40088,8246 + 1344,5924 + 4,4894 \\ = 42186,1393 \text{ kkal}$$

bawa cairan

$$\text{PdCl}_2 = \frac{99,7657 \text{ kg}}{177 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{553} (98,25 + 6,4T) \text{ kj/kmol}^\circ\text{K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg} \\ = 15496,244 \text{ kkal}$$

$$\text{CuCl} = \frac{10638,8779 \text{ kg}}{100,5 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{553} (5,41 + 1,5T) \text{ kj/kmol}^\circ\text{K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg} \\ = 686955,6746 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \frac{127096,0132 \text{ kg}}{18 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{353} (18,2964 + 0,4721T + (-1,3388 \cdot 10^{-3}T^2) + \\ &\quad 1,3142 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ kJ/kmol}^\circ\text{K } dT / 4,184 \text{ kkal/kg} \\ &= 7000985,3570 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Total dibawa cairan = QPdCl₂ + QCuCl + QH₂O

$$\begin{aligned} &= 15496,2455 + 68955,6746 + 7000985,3570 \\ &= 7703437,2770 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Al panas yang keluar reaktor (Q₂) = (Q_{uap} + Q_{cairan})

$$= 7745623,416 \text{ kkal}$$

Aksi yang terjadi:



$$\begin{aligned} R 25^\circ\text{C} &= \sum \Delta h_f \text{ produk} - \sum \Delta h_f \text{ reaktan} \\ &= \Delta h_f (\text{CH}_3\text{CHO} + 2\text{HCl} + 2\text{CuCl}) - \Delta h_f (\text{C}_2\text{H}_4 + 2\text{CuCl}_2 + \text{H}_2\text{O}) \\ &= [(-39760,0 + 2(-22063) + 2(-31400)] - [(-12500 + 2(-647000) + \\ &\quad (68317)] \\ &= -220269 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

lah mol yang bereaksi = 139,58 kkal/kmol

i;

$$\Delta HR \text{ } 25^{\circ}\text{C} = 139,58 \text{ Kmol} \times (-220269 \text{ kkal / kmol})$$

$$= -30745147,02 \text{ kkal (eksotermis)}$$

panas masuk(Q_1)+panas reaksi(Q_R) = panas keluar(Q_2)+panas pendingin (Q_P)

$$Q_1 + Q_R = Q_2 + Q_P$$

$$Q_P = Q_1 + Q_R - Q_2$$

$$R \text{ } 80^{\circ}\text{C} = \Delta HR \text{ } 25^{\circ}\text{C} + \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktor}}$$

$$= -30745147,02 + 7745623,416 - 8642036,568$$

$$= -316415601,17 \text{ kkal}$$

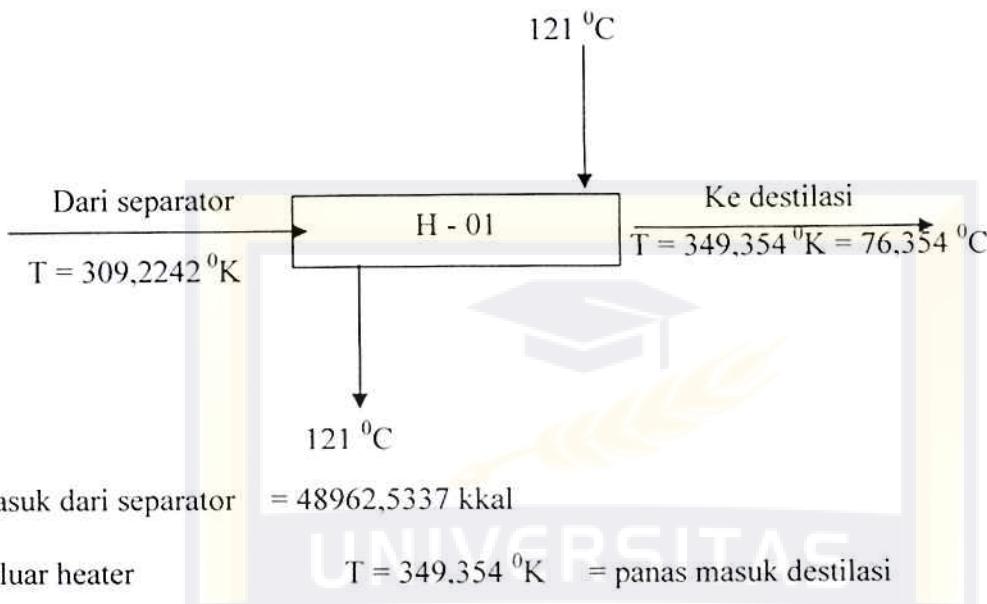
$$Q_R = 316415601,17 \text{ kkal}$$

$$Q_P = Q_1 + Q_R - Q_2$$

$$= 8642036,568 + 31641560 - 774623,416$$

$$= 3253793,32 \text{ kkal}$$

4. Neraca Panas Heater (E-313)



masuk dari separator $= 48962,5337 \text{ kkal}$

keluar heater $T = 349,354 \text{ } ^\circ\text{K} = \text{panas masuk destilasi}$

$= 227385,2076 \text{ kkal}$

$$= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= 227385,2076 - 48962,5337$$

$$= 178422,6739 \text{ kkal}$$

Sebagai pemanas pada Heater-313 digunakan saturated sistem (uap jenuh) pada suhu

$121 \text{ } ^\circ\text{C}$ dan tekanan $2,1 \text{ kg f/cm}^3$.

Dari tabel steam (appendix III Stochiometri) didapat λ steam $= 525,3 \text{ kkal/kg}$.

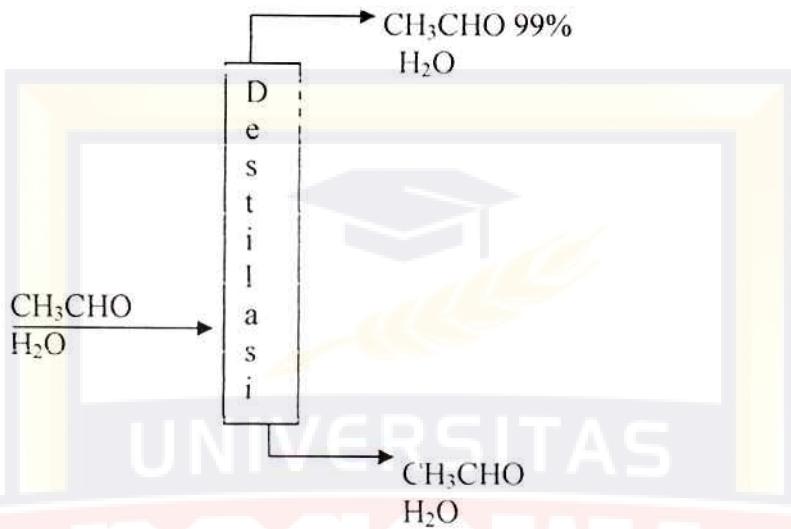
Maka steam pemanas yang dibutuhkan;

$$M = \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda}$$

$$= \frac{178422,6739 \text{ kkal}}{525,3 \text{ kkal/kg}}$$

$$= 339,6586 \text{ kg}$$

5. Neraca Panas Destilasi (D-320)



impan masuk dari heater(313)

bel Lamp.B.1 Data Tekanan operasi

Komponen	Kg	kmol	Fraksimol
H_3CHO	2299,7456	52,2669	0,2333
H_2O	3091,4785	171,7488	0,7667
total	5391,2241	224,0157	1,0000

bel Lamp.B.2 Data Konstanta Antoine :

Komponen	Konstanta Antoine			Titik didih (°K)
	A	B	C	
CH_3CHO	16,2418	2465,15	-37,15	293,4
H_2O	18,3036	3816,44	-46,13	373,0

cari temperatur umpan masuk menara dengan trial dan error.

gan menggunakan persamaan Antoine untuk mencari kondisi feed masuk, kondisi dan kondisi bottom manara

$$Pr = A - \frac{B}{C + T}$$

pan masuk pada buble point.

nperatur buble point, trial $T = 76,354^{\circ}\text{C} = 349,359^{\circ}\text{K}$

$$Pt = 1,6 \text{ atm} = 1216 \text{ mmhg}$$

Komponen	X(fraksi mol)	Pv	Ki=Pv/pt	Vi=ki x X
H ₃ CHO	0,2333	4212,6237	3,4643	0,8082
H ₂ O	0,7667	304,1111	0,2501	0,1918
total	1,0000			1,000

nas umpan masuk pada suhu $T=76,354^{\circ}\text{C} = 349,354^{\circ}\text{K}$ terdiri dari

$$\text{CH}_3\text{CHO} = \frac{2299,74556 \text{ kg}}{44 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{349,354} (16,8842 + 0,8102T + (3,0809 \cdot 10^{-3}T^2) + 4,4259 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 68452,4328 \text{ kkal}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{3091,4785 \text{ kg}}{18 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{349,354} (18,2964 + 0,4721 T + (1,3388 \cdot 10^{-3}T^2) + 1,3142 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 158932,7748$$

$$\begin{aligned}
 \text{al (Q}_F\text{)} &= Q\text{CH}_3\text{CH} + Q\text{H}_2\text{O} \\
 &= 68452,4328 \text{ kkal} + 158932,7748 \text{ kkal} \\
 &= 227385,2076 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

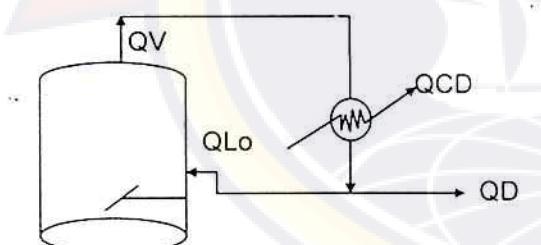
menara

strial trial buble point $T = 307,604$

Komponen	X_i (fraksi mol)	P_v	$K_i (P_v/p_t)$	$Y_i X_{1,k}$
H ₃ CHO	0,9759	1245,0628	1,0239	0,9992
H ₂ O	0,0241	40,7613	0,0335	0,0008
Total	1,000			1,0000

Panas yang dilepaskan dari kondenser destilasi Q_{CD} :

Neraca panas disekitar puncak kolom



Diambil refluks operasi ($R_{operasi}$)

$$R_{operasi} = 1,2 \text{ Rm}$$

$$= 1,3 \cdot 0,2970$$

$$= 0,3861$$

Neraca massa disekitar puncak kolom :

$$V = D + L_o$$

$$R_{op} = \frac{L_o}{D} \text{ atau } L_o = R_{op} \cdot D$$

$$= 0,3861 \cdot D$$

maka;

$$V = D + 0,3861 \cdot D$$

$$= 1,3861 \cdot D$$

Komposi uap keluar puncak kolom (V)

Komponen	Kg
CH ₃ CHO	3144,7145
H ₂ O	31,7647
Total	3176,4792

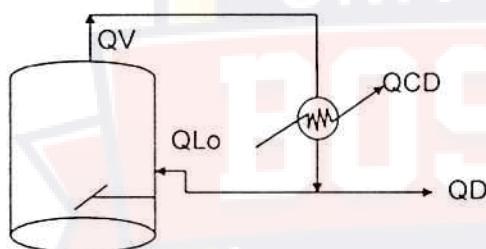
Komposisi cairan refluks (Lo)

$$Lo = V - D$$

Komponen	Kg
CH ₃ CHO	875,9644
H ₂ O	8,8481
Total	884,8125

Panas yang dilepaskan pada condensor destilasi QCD :

Neraca panas disekitar puncak kolom :



1. Panas sensible uap keluar puncak kolom Ov::

$$\begin{aligned} Q_{\text{CH}_3\text{CHO}} &= \frac{3144,7145 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{307,604} \frac{(34,0471 - 9,6506 \cdot 10^{-2} T + 1,3625 \cdot 10^{-4} T^2}{4,184 \text{ kkal/kg}} \\ &\quad \frac{- 1,9994 \cdot 10^{-7} T^3 + 7,5955 \cdot 10^{-10} T^4) \text{ kJ/kmol}^0 \text{ K } dT}{4,184 \text{ kkal/kg}} \\ &= 9045,1656 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$QH_2O = \frac{31,7647 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{307,604} \frac{(34,0471 - 9,6506 \cdot 10^{-2} T + 3,299 \cdot 101,3625 \cdot 10^{-5} T^2}{- 2,0447 \cdot 10^{-8} T^3 + 4,3023 \cdot 10^{-12} T^4) \text{ kJ/kmol}^0 \text{ K dT}} {3,14 \text{ kcal/kg}}$$

$$= 136,1785 \text{ kcal}$$

maka; $Q_v = QCH_3CHO + QH_2O$

$$= 9181,3441 \text{ kcal}$$

2. Panas latent kondensasi pada buble point

Q_c :

$$Q = n \times \Delta H_V$$

dimana :

n = kmol komponen terkondensasi

ΔH_V = entalpi kondensasi komponen

$$QCH_3CHO = \frac{3144,7145}{44} \times 119,4217$$

$$= 8538,1625 \text{ kcal}$$

$$QH_2O = \frac{31,7647}{18} \times 554,5828$$

$$= 978,6753$$

$$Q_c = QH_2O + QCH_3CHO$$

$$= 9513,8373 \text{ kcal}$$

3. Panas sensibel liquid refluks $Q_{Lo} =$

$$Q_{\text{CH}_3\text{CHO}} = \frac{875,9644 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{307,604} (24,5377 + 7,6013 \cdot 10^{-2} T + 1,3625 \cdot 10^{-4} T^2 - 1,9994 \cdot 10^{-7} T^3 + 7,5955 \cdot 10^{-10} T^4) \text{ kJ/kmol}^\circ \text{K dT}$$

$$= 2519,5275 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{8,8481 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{307,604} (34,0471 - 9,6506 \cdot 10^{-3} T + 3,2998 \cdot 10^{-5} T^2 - 2,0447 \cdot 10^{-8} T^3 + 4,3023 \cdot 10^{-12} T^4) \text{ dt}$$

$$= 37,9335 \text{ kkal}$$

maka $Q_{Lo} = Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{CH}_3\text{CHO}}$
 $= 2557,461 \text{ kkal}$

Total Q destilat (Q_D) $= Q_V - Q_{Lo}$
 $= 9181,3441 \text{ kkal} - 2557,461 \text{ kkal}$
 $= 6623,8831 \text{ kkal}$

4. Panas yang dilepaskan pada condenser destilasi, Q_{CD}

$$Q_V + Q_C = Q_{Lo} + Q_D + Q_{CD}$$

$$\begin{aligned} Q_{CD} &= (Q_V + Q_C) - (Q_{Lo} + Q_D) \\ &= (9181,3441 + 9513,8378) - (2557,461 + 12364,444) \\ &= 3773,2769 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Sebagai penyerap panas pada condensor destilasi digunakan air yang masuk pada $t_1 = 30^\circ\text{C}$ dan keluar pada $t_2 = 45^\circ\text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_{CD}}{C_p \times (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{3773,2769 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal/Kg}^\circ\text{C} \times (45 - 30)^\circ\text{C}} \\ &= 251,5518 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Panas yang dibutuhkan pada reboiler destilasi ; D_{RB} :

Neraca panas total destilasi :

$$\begin{aligned} Q_F + Q_{RB} &= Q_D + Q_B + Q_{CD} \\ Q_{RB} &= (Q_D + Q_B + Q_{CD}) - Q_F \\ &= (6623,8831 + 273204,4202 + 3773,2769) - 227385,2076 \\ &= 52816,3726 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Sebagai pemanas pada rebailer destilasi digunakan saturated steam (uap jenuh) pada kondisi suhu 121°C dan tekanan dari tabel steam appendix III didapat X steam :

$$\frac{52816,3726}{525,3} = 100,5452 \text{ kg}$$

tom Menara

tom trial bubble point pada $T = 112,995^{\circ}\text{C} = 385,995^{\circ}\text{K}$

Komponen	Kmol	xi (fraksimol)	Pv	ki = pv / pt	yi
CH ₃ CHO	0,7044	0,0041	9654,6456	7,9397	0,0326
H ₂ O	170,4757	0,9959	1181,2374	0,9714	0,9674
Total	171,1801	1,0000			1,0000

komponen bottom pada suhu $T = 112,995^{\circ}\text{C} = 385,995^{\circ}\text{K}$

diri dari :

$$\text{CH}_3\text{CHO} = \frac{30,9956 \text{ kg}}{44 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{385,995} (16,8842 + 0,8102 T - 3,0809 \cdot 10^{-3} T^2 + 4,4259 \cdot 10^{-6} T^3) \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 1653,4465 \text{ kkal}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{3068,5619 \text{ kg}}{18 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{385,995} (18,2964 + 0,4721 T - 1,3388 \cdot 10^{-3} T^2 + 1,3142 \cdot 10^{-6} T^3) \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

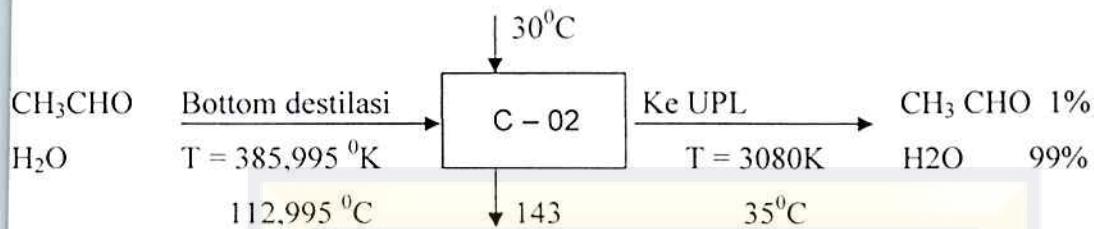
$$= 271550,9737 \text{ kkal}$$

$$\text{total Q bottom (QB)} = Q\text{CH}_3\text{CHO} + Q\text{ H}_2\text{O}$$

$$= 1653,4465 \text{ kkal} + 271550,9737 \text{ kkal}$$

$$= 273204,4202 \text{ kkal}$$

6. Neraca Panas Cooler (E-323)



Cooler = $Q_{\text{out bottom destilasi pada}} = 273204,4204 \text{ kkal}$

nas keluar pada $T = 35 \text{ } ^\circ\text{C} = 308 \text{ } ^\circ\text{K}$

diri dari :

$$Q_{\text{CH}_3\text{CHO}} = \frac{30,9956 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{308} (16,8842 + 0,8102 T - 3,0809 \cdot 10^{-3} T^2 + 4,4259 \cdot 10^{-6} T^3) \text{ kj/kmol}^\circ\text{K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 172,8258 \text{ Kkal}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{3068,5617 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{308} (18,2964 + 0,4721 T - 1,338 \cdot 10^{-3} T^2 + 1,3142 \cdot 10^{-6} T^3) \text{ kj/kmol}^\circ\text{K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 30552,8675 \text{ kkal}$$

$$\text{out total Cooler} = Q_{\text{CH}_3\text{CHO}} + Q_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$= 172,8258 + 30552,8675$$

$$= 30725,6933 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas yang diserap pendingin (QP)} &= Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} \\
 &= 273204,4202 - 30725,6933 \\
 &= 242478,7269 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

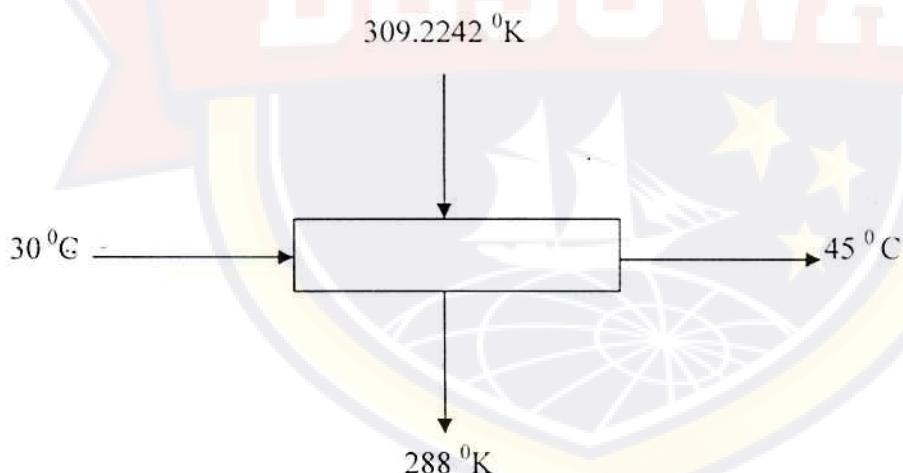
butuhan pendingin

pendingin masuk pada $T_1 = 30^{\circ}\text{C} = 303^{\circ}\text{K}$

pendingin keluar pada $T_2 = 45^{\circ}\text{C} = 318^{\circ}\text{K}$

$$\begin{aligned}
 \text{butuhan pendingin} &= \frac{242478,7269 \text{ Kkal}}{1 (45 - 30)} \\
 &= 2245,1734 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

7. Neraca Panas Kondensor (E-312)



Panas masuk = panas keluar produk atas separator

$$Q_1 = 8202,7746 \text{ kkal}, T = 309,2242^{\circ}\text{K}$$

Panas keluar pada suhu $T = 288^{\circ}\text{K}$

$$\text{Cl} = \frac{3825,0497 \text{ kg}}{36,5 \text{ kg/mol}} \int_{298}^{288} (17,7227 + 0,9043T + (-5,6449 \cdot 10^{-3}T^2) +$$

$$1,1338 \cdot 10^{-5}T^2) \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{K} / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= -2515,6898 \text{ kkal}$$

$$\text{H}_3\text{CHO} = \frac{5,7638 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{288} (16,8842 + 0,8102T + (-3,0809 \cdot 10^{-3}T^2) +$$

$$4,4259 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{K} / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

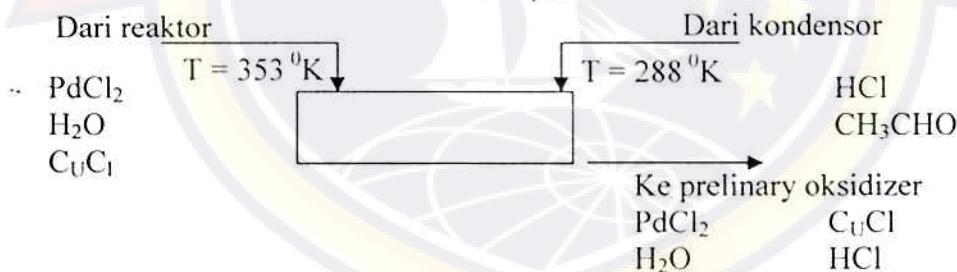
$$= -1505,9826 \text{ kkal}$$

$$= -4031,6724 \text{ kkal}$$

$$= Q_{in} - Q_{out}$$

$$= 8202,7746 - (-4031,6724) = 12234,447 \text{ kkal}$$

8. Neraca Panas Tangki Pencampur (M-120)



Panas masuk:

Total panas masuk = Panas produk bottom reaktor + Panas dari kondensor Panas

produk bottom reaktor pada suhu $T = 80^{\circ}\text{C} = 353^{\circ}\text{K}$

terdiri dari:

$$\text{PdCl}_2 = 15496,2455$$

$$\text{CuCl} = 686955,6746$$

$$\text{H}_2\text{O} = \underline{700985,3570}$$

$$Q_1 = 7703437,2770$$

$$Q_{\text{mix}} = 7703437,2770 + (-4031,6724)$$

$$= 7699405,605$$

nas dari kondensor $T = 288^{\circ}\text{K}$

diri dari:

$$\text{HCl} = -2515,6898$$

$$\text{CH}_3\text{CHO} = -1505,9826$$

$$Q_2 = -4031,6724$$

ial suhu campuran pada $T = 352,0103$

terdiri dari:

$$\begin{aligned} \text{PdCl}_2 &= \frac{99,7657 \text{ kg}}{177 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{352,0103} (8,25 + 6,4T) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg} \\ &= 15194,3542 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CuCl} &= \frac{10638,8779 \text{ kg}}{100,5 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{352,0103} (5,41 + 1,5T) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg} \\ &= 673579,8889 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{127096,0132 \text{ kg}}{18 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{352,0103} (18,2964 + 0,4721T + (-1,3388 \cdot 10^{-3}T^2) + 1,3142 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ kj/kmol}^\circ\text{K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{HCl} = \frac{3825,0497 \text{ kg}}{36,5 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{352,0103} (17,7227 + 0,9043T + (-5,6449 \cdot 10^{-3}T^2) + 1,1338 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ kj/kmol}^\circ\text{K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 143179,2105 \text{ kkal}$$

$$\text{CH}_3\text{CHO} = \frac{5,7638 \text{ kg}}{44 \text{ kg / kmol}} \int_{298}^{352,0103} (16,8842 + 0,8102T + (-3,0809 \cdot 10^{-3}T^2) + 4,4259 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ kj/kmol}^\circ\text{K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

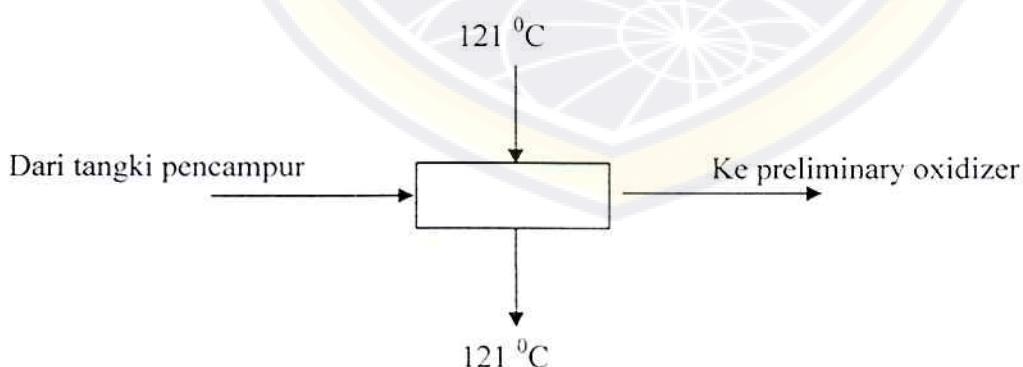
$$= 180,8475 \text{ kkal}$$

Total panas tangki pencampur:

$$\text{Q PdCl} + \text{Q CuCl} + \text{Q H}_2\text{O} + \text{Q HCl} + \text{Q CH}_3\text{CHO}$$

$$= 7699405,605 \text{ kkal}$$

9. Neraca Panas Heater (E-122)



Panas keluar dari tangki pencampur = 7699405,605 kkal

gas keluar pada suhu $T = 107^{\circ}\text{C} = 380^{\circ}\text{K}$

$$\text{PdCl}_2 = \frac{99,7657 \text{ kg}}{177 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{380} \frac{(8,25 + 6,4T) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT}{4,184 \text{ kkal/kg}}$$

$$= 2407,9229 \text{ kkal}$$

$$\text{CuCl} = \frac{10638,8779 \text{ kg}}{100,5 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{352,0103} \frac{(5,41 + 1,5T) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT}{4,184 \text{ kkal/kg}}$$

$$= 1066200,81 \text{ kkal}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{127096,0132 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{380} (18,2964 + 0,4721T + (-1,3388 \cdot 10^{-3}T^2) +$$

$$1,3142 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 10472755,14 \text{ kkal}$$

$$\text{HCl} = \frac{3825,0497 \text{ kg}}{36,5 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{380} (17,7227 + 0,9043T + (-5,6449 \cdot 10^{-3}T^2) +$$

$$1,338 \cdot 10^{-5}T^3) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 247629,6619 \text{ kkal}$$

$$\text{CH}_3\text{CHO} = \frac{5,7638 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{380} (16,8842 + 0,8102T + (-3,0809 \cdot 10^{-3}T^2) +$$

$$4,259 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 284,2087 \text{ kkal}$$

total panas keluar heater = 11810927,74 kkal

$$\begin{aligned} \text{team} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= 11810927,74 - 7699405,605 \\ &= 4111522,139 \text{ kkal} \end{aligned}$$

bagai pemanas pada heater 122 digunakan saturated steam (uap jenuh) pada suhu 121

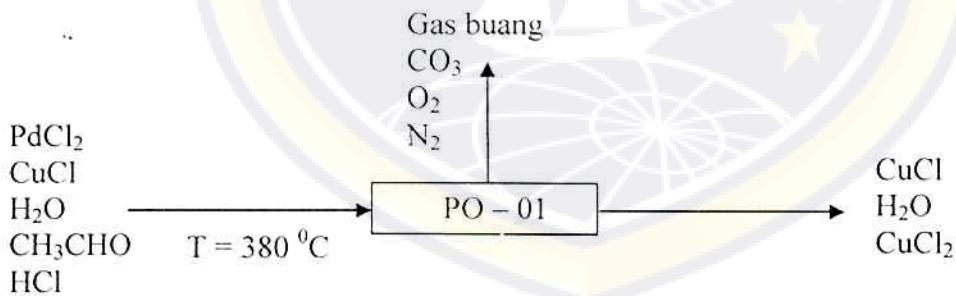
dan tekanan 2,1 kgf/cm²

dari tabel steam (appendi III stokimetri) didapat $\lambda_{\text{steam}} = 525,3 \text{ kkal/kg}$

maka steam pemanas yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} \\ &= \frac{4111522,139 \text{ kkal}}{525,3 \text{ kkal/kg}} \\ &= 7826,9982 \text{ kg} \end{aligned}$$

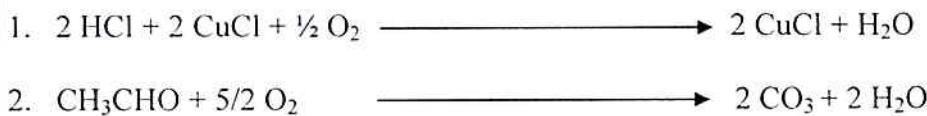
10. Neraca Panas Preliminary Oxidizer (D-130)



Condition operasi = $P = 2,2 \text{ atm}$

$T = 380^{\circ}\text{K}$ (107°C)

aksi yang terjadi:



nas masuk:

nas masuk dari heater pada $T = 380^{\circ}\text{K}$ = 11810927,74 kkal dari kompressor udara:

diri dari:

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 &= \frac{1018,6106 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{380} (29,8832 + (-1,1348 \cdot 10^{-2} T + 4,3377 \cdot 10^{-5} T^2 + \\
 &\quad (-3,7008 \cdot 10^{-8} T^3) + 1,100 \cdot 10^{-11} T^4) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg} \\
 &= 18540,7703 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

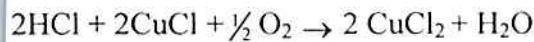
$$\begin{aligned}
 \text{N}_2 &= \frac{3352,9264 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{380} (29,4119 + (-3,0068 \cdot 10^{-3} T) + 5,5406 \cdot 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 5,1318 \cdot 10^{-8} T^3 + (-4,2531 \cdot 10^{-12} T^4) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

otal Q udara dari kompressor = 91300,9099 kkal

otal panas masuk preliminary oxidizer :

$$\begin{aligned}
 &Q_{\text{out total heater}} + Q_{\text{tot udara kompressor}} \\
 &= 11810927,42 + 91300,9099 \\
 &= 11902228,33 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

ksi I :

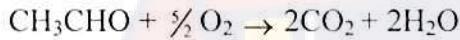


$$\begin{aligned}\Delta Hr 25^\circ\text{C} &= \sum \Delta Hf_{\text{produk}} - \sum Hf_{\text{reaktan}} \\ &= \Delta Hf(2\text{xCuCl}_2 + \text{H}_2\text{O}) - \Delta Hf(2\text{xCuCl} + 2\text{xHCl} + \frac{1}{2}\text{O}_2) \\ &= [2(-64700,0) + (-68317)] - [2(-31400,0) + 2(-22063,0) + \frac{1}{2}(0)] \\ &= 90791,0000 \text{ kkal/kmol}\end{aligned}$$

$$\text{Jumlah mol zat yang bereaksi} = 157,0275 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi } \Delta HR 25^\circ\text{C} &= 157,0275 \text{ kmol} \times 90791,0000 \text{ kkal/kmol} \\ &= -14256683,75 \text{ kkal}\end{aligned}$$

reaksi II :



$$\begin{aligned}\Delta Hr 25^\circ\text{C} &= \sum \Delta Hf_{\text{produk}} - \sum \Delta Hf_{\text{reaktan}} \\ &= \Delta Hf(2\text{XCO}_2 + 2\text{XH}_2\text{O}) - \Delta Hf(\text{CH}_3\text{CHO} + \frac{1}{2}\text{O}_2) \\ &= [2x(-94050,0) + 2x(-68317,0)] - [-39760,0 + 0] \\ &= -284974 \text{ kkal/kmol}\end{aligned}$$

$$\text{Jumlah mol zat yang bereaksi} = 0,3052 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi } \Delta HR 25^\circ\text{C} &= 0,3052 \text{ kmol} \times (-284974) \text{ kkal/kmol} \\ &= -86974,0648 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta H_{\text{R}} 25^{\circ}\text{C} &= -14256683,75 \text{ kkal} + (-86974,0648 \text{ kkal}) \\ &= -14343657,081 \end{aligned}$$

gas keluar pada suhu $T = 457,7887^{\circ}\text{K} = 184,7887^{\circ}\text{C}$

diri dari :

Gas;

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &= \frac{169,7684 \text{ kg}}{32 \text{ kmol}} \int_{298}^{457,7887^{\circ}\text{K}} (29,8832 + (-1,1348 \cdot 10^{-2} T) + 4,3377 \cdot 10^{-5} T^2 + \\ &\quad (3,7008 \cdot 10^{-8} T^3) + 1,100,10^{-11} T) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg} \\ &= 6036,8033 \text{ kkal} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{N}_2 &= \frac{3352,9264 \text{ kg}}{28 \text{ kg/mol}} \int_{298}^{457,7887^{\circ}\text{K}} (29,4119 + (-3,068 \cdot 10^{-3} T) + 5,5406 \cdot 10^{-6} T^2 + \\ &\quad 5,1348 \cdot 10^{-8} T^3 + (-4,2531 \cdot 10^{-12} T^4)) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184 \text{ kkal/kg} \\ &= 145781,286 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= \frac{11,5526 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{457,7887^{\circ}\text{K}} (19,0233 + 7,9629 \cdot 10^{-2} T + (-7,3707 \cdot 10^{-5} T^2) + \\ &\quad 3,7457 \cdot 10^{-7} T^3 + (-8,1330 \cdot 10^{-12} T^4)) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,148 \text{ kkal/kg} \\ &= 593,7568 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{total dibawa gas} &= Q\text{O}_2 + \text{N}_2 + Q\text{CO}_2 \\ &= 152411,8461 \text{ kkal} \end{aligned}$$

airan :

$$Q_{\text{PdCl}_2} = \frac{99,7657 \text{ kg}}{177 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{457,7887} \frac{(8,25 + 6,4T) \text{ kJ/kmol}^{\circ} K dT}{4,184 \text{ kkal/kg}}$$

$$= 52238,6180 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{CuCl}} = \frac{106,8918 \text{ kg}}{100,5 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{457,7887} \frac{(5,41 + 1,5T) \text{ kJ/kmol}^{\circ} K dT}{4,184 \text{ kkal/kg}}$$

$$= 23244,4714 \text{ Kkal}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{128043,8898 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{457,7887} (18,2964 + 0,4721T - 1,3388 \cdot 10^{-3} T^2 + 1,3142 \cdot 10^{-6} T^3) \text{ kJ/kmol}^{\circ} K dT / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 20852270,97 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{CuCl}_2} = \frac{14252,2399 \text{ kg}}{136 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{457,7887} \frac{5,88 + 3,4T) \text{ kJ/kmol}^{\circ} K dT}{4,184 \text{ kkal/kg}}$$

$$= 5165720,5490 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{total cairan}} = Q_{\text{PdCl}_2} + Q_{\text{CuCl}} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{CuCl}_2}$$

$$= 26093474,61 \text{ kkal}$$

Q total yang keluar dari PO

Q total di bawa gas + Q total cairan

$$152411,8461 \text{ Kkal} + 26093474,61 \text{ Kkal} = 26245886,46 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_{HR} 25^\circ C + \Delta H (\text{produk}) - \Delta H (\text{reaktor})$$

$$\Delta H_{RT} = -14343657,81 + 26245886,46 - 11902228,65 \text{ Kkal} = 0$$

Neraca Panas PO :

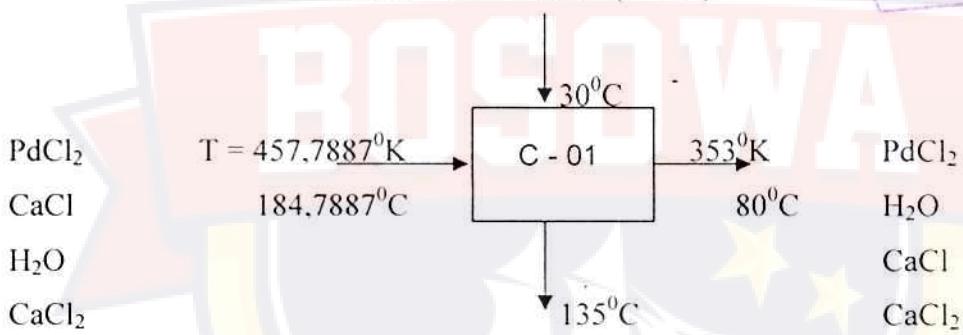
$$Q_{\text{in}} + Q_{\text{reaksi}} = Q_{\text{out}}$$

$$Q_1 + Q_R = Q_2$$

$$11902228,65 + 14343657,81 = 26245886,46$$

$$26245886,46 = 26245886,46 \text{ kkal}$$

11. Neraca Panas Cooler (E-132)



Panas masuk cooler = panas cairan yang dibawah PO

$$= 26093474,61 \text{ Kkal}$$

Panas keluar cooler pada $T = 80^\circ C = 353^\circ K$

Berdiri dari :

$$\begin{aligned} PdCl_2 &= \frac{99,7657 \text{ kg}}{177 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{353} (8,25 + 6,4 T) \text{ kj / kmol}^{\circ} K dT / 4,184 \text{ kkal/kg} \\ &= 15496,2455 \text{ Kkal} \end{aligned}$$

$$\text{CuCl} = \frac{106,8918 \text{ kg}}{100,5 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{353} (5,41 + 1,5T) \text{ kJ/kmol}^{\circ} \text{ K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 6902,0370 \text{ Kkal}$$

$$\text{CuCl}_2 = \frac{14252,2399 \text{ kg}}{136 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{353} (5,88 + 3,4T) \text{ kJ/kmol}^{\circ} \text{ K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 1532662,311 \text{ Kkal}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{128043,8898 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \int_{298}^{353} (18,2964 + 0,4721T + (-1,388 \cdot 10^{-3}T^2) +$$

$$1,3142 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ kJ/kmol}^{\circ} \text{ K dT} / 4,184 \text{ kkal/kg}$$

$$= 7053198,404 \text{ kkal}$$

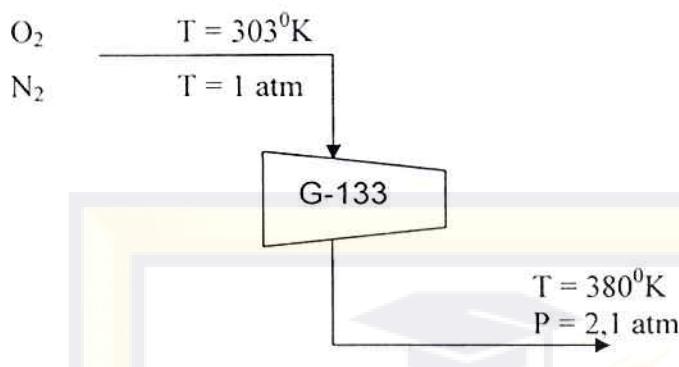
$$\text{out total Cooler} = 8608258,997 \text{ Kkal}$$

$$\begin{aligned} \text{panas yang diserap pendingin } (Q_p) &= Q_{in} - Q_{out} \\ &= 26093474,61 - 8608258,997 \\ &= 1748521,61 \text{ Kkal} \end{aligned}$$

ebutuhan pendingin

$$\begin{aligned} &= \frac{QP}{P(\Delta T)} \\ &= \frac{17485215,61 \text{ Kkal}}{1(135 - 30)} \\ &= 166525,863 \text{ Kg} \end{aligned}$$

12. Neraca Panas Kompressor Udara (G-133)



ata yang diketahui :

udara masuk pada 30° C , tekanan 1 atm menuju preliminary oxodizer pada kondisi 2,2 n dan 380°K

$$= 30^{\circ}C = 303 \text{ } ^{\circ}\text{K}$$

$$= 1 \text{ atm}$$

$$= 2,2 \text{ atm}$$

$$\rho \text{ udara} = 6,972 \text{ Kkal / Kmol } ^{\circ}\text{K}$$

$$\nu \text{ udara} = 4,985 \text{ Kkal/ Kmol } ^{\circ}\text{K}$$

$$= \frac{CP}{Cv} = 1,3985$$

$$T_2 = T_1 \left[\frac{P^2}{P^1} \right]^{\frac{(K-1)}{K}}$$

$$= 303 \left[\frac{2,2}{1} \right]^{\left(\frac{1-3985-1}{1,3985} \right)}$$

$$= 379,343 \text{ } ^{\circ}\text{K} = 106,343 \text{ } ^{\circ}\text{C}$$

Jntuk panas udara keluar kompressor (yang masuk preliminary oxodizer diambil pada $T = 107^{\circ}\text{C} = 380^{\circ}\text{K}$

gas udara masuk kompressor pada $T = 30^{\circ}\text{C} = 303\text{ }^{\circ}\text{K}$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &= \frac{1018,6106\text{ kg}}{32\text{ kg/kmol}} \int_{298}^{303} (29,8832 - 1,1348 \cdot 10^{-2} T + 4,3378 \cdot 10^{-5} T^2 \\ &\quad - 3,7008 \cdot 10^{-8} T^3 + 1,0100 \cdot 10^{-11} T^4) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184\text{ kkal/kg} \\ &= 1120,9654 \text{ kkal} \\ \text{N}_2 &= \frac{3352,9264\text{ kg}}{28\text{ kg/kmol}} \int_{298}^{303} (29,4119 - 30068 \cdot 10^{-3} T + 5,5406 \cdot 10^{-6} T^2 + 5,1318 \cdot 10^{-8} \\ &\quad T^3 - 3,7008 \cdot 10^{-8} T^4 + 1,0100 \cdot 10^{-11} T^5) \text{ kj/kmol}^{\circ}\text{K} dT / 4,184\text{ kkal/kg} \\ &= 4344,2697 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{panas total kompressor} = Q \text{ O}_2 + Q \text{ N}_2$$

$$\begin{aligned} &= 1120,9654 + 4344,2697 \\ &= 5465,2351 \text{ Kkal} \end{aligned}$$

$$\text{panas keluar kompressor} = \text{panas total udara masuk preliminary oxidizer}$$

$$= 72760,1396 \text{ Kkal}$$

$$\text{panas lepasan kompressor} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$\begin{aligned} &= 72760,1396 - 5465,2351 \\ &= 67294,9045 \text{ Kkal} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C -1

UNIVERSITAS

BOSOWA

Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

1. TANGKI PENYIMPANAN ETILEN

KODE : F – 100

Fungsi : Menyimpan bahan baku propilen & ethylen selama 7 hari

Tipe : Tangki berbentuk bola



Kondisi penyimpanan bahan :

a). Tekanan : 50 bar = 720,2396 psi

b). Suhu : 30°C = 546°R

Tabel 1. Data Komponen Tangki Penyimpanan Etilen

onen	Kg/jam	Kgmol/jam	Fraksi mol	P°	P° x X(P ₁)	Y = P ₁ /P _t	BM
	1497,0840	0,0187	0,1484	15,8532	2,3526	0,1640	28
	4,5084	0,1073	0,8516	14,0850	11,9948	0,8360	42
	1501,5888	0,1260	1,0000		14,3474	1,0000	70

$$\text{BM mix} = \sum (X_i \times \text{BM})$$

$$= (0,1484 \times 28) + (0,8516 \times 42)$$

$$= 39,9224 \text{ lb/lb mol}$$

Densitas Campuran gas ; ρ =

$$\rho = \frac{BM}{V} \times \frac{T^2}{T_1} \times \frac{P^2}{P_1}$$

Dimana : BM : Berat Molekul rata-rata gas

V : Volume Gas ideal = 22,4 liter/gmol (359 ft³/lbmol) pada kondisi

standar $t_1 = 0^{\circ}\text{C}$ (492°R) & $p_1 = 1 \text{ atm}$ (14,7 psi)

T_2 : suhu gas = 30°C (546°R)

P_2 : Tekanan gas = 14,5 atm = 213,092 psi

Maka :

$$\rho = \frac{39,9224 \text{ lb/mol}}{359 \text{ ft}^3/\text{lb mol}} \times \frac{546^\circ\text{R}}{492^\circ\text{R}} \times \frac{720,2396 \text{ psi}}{14,7 \text{ psi}}$$

$$= 6,0466 \text{ lb/ft}^3$$



1. Perhitungan volume tangki ; V_t :

Laju alir massa : $m = 1501,5888 \text{ kg/jam} = 3310,4327 \text{ lb/jam}$

$$\rho = 6,0466 \text{ lb/ft}^3$$

Waktu persediaan : $t = 7 \text{ hari} = 168 \text{ jam}$

$$\text{Volume gas : } V = \frac{m \times t}{\rho} = \frac{3310,4327 \text{ lb/jam} \times 168 \text{ jam}}{6,0466 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 91977,7550 \text{ ft}^3$$

Karena volume dan bahan yang ditampung cukup besar, maka digunakan :

4 buah tangki :

Volume untuk 1 buah tangki :

$$V_t = \frac{V}{s} = \frac{91977,7550 \text{ ft}^3}{4}$$

$$= 22994,4388 \text{ ft}^3$$

2. Perhitungan dimensi tangki :

Volume tangki ; $V_t = \frac{4}{3} \pi r^3$

$$\text{Jari-jari tangki ; } r = \left(\frac{3 \cdot V_t}{4 \cdot \pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{3 \times 22994,4388}{4 \times 3,14} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 17,6435 \text{ ft}$$

$$= 5,3778 \text{ m}$$

Diameter tangki ; $D = 2 \times r$

$$= 2 \times 5,3778 \text{ m}$$

$$= 10,2870 \text{ m} = 35,3 \text{ ft}$$

3. Perhitungan tebal shell ; ts

Tebal shell dengan persamaan 7,88. 140 Brownell & Young

$$ts = \frac{P \cdot d}{4 \cdot f \cdot E - 0,4 \cdot P} + C$$

Dimana : P = Tekanan desain ; psi

d = Diameter tangki ; in

$$= 35,3 \text{ ft} \times 12 \text{ lb/ft} = 423,6 \text{ in}$$

f = Tegangan yang diizinkan bahan kontruksi ; psi

E = Effisiensi pengelasan = 80 %

C = Faktor korosi = 0,125 in

Diambil faktor keamanan desain = 20 %

Maka P desain = $1,20 \times P$ operasi

$$= 1,2 \times 720,2396 \text{ psi}$$

$$= 864,2875 \text{ psi}$$

Bahan kontruksi yang digunakan adalah Carbon Steel SA 212 dengan nilai $f = 17500 \text{ psi}$ (tabel 13.1 Brownell & Young hal. 251). Effisiensi pengelasan tipe double welded butt joint $E = 80\%$ (tabel 13 – 2 Brownell & Young).

Maka :

$$ts = \frac{864,2875 \text{ psi} \times 907,4016 \text{ in}}{4 \times 17500 \text{ psi} \times 0,80 - 0,4 \times 864,2875 \text{ psi}}$$

$$= 14,0915 \text{ in}$$

$$= 14 \text{ in}$$

$$= 0,25 \text{ m}$$

2. TANGKI KATALIS

Kode : F - 110

Fungsi : Menampung sementara katalis dari preliminari oxidizer sebelum dialirkan ke reactor.

Tipe : Selinder vertical dengan tutup atas dishead dan tutup bawah plat

Kondisi penyimpanan bahan :

Tekanan : 1 atm = 14,7 psi

Suhu : 30 °C

1. Volume Tangki, V_t :

Dari perhitungan neraca massa diketahui produk katalis :

Laju alir massa : M : 142522,3991 kg/jam = 3142007,7315 lb/jam

Densitas : ρ : 971,83 kg/m³ = 60,6711 lb/ft³

Volume bahan baku untuk 15 menit ; (15 menit = 0,25 jam)

$$V = \frac{mxt}{\rho} = \frac{314207,7315 \text{ lb/jam} \times 0,25 \text{ jam}}{60,6711 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1294,7175 \text{ ft}^3$$

Tangki dirancang dengan ketentuan :

- 90 % dari volume silinder terisi larutan
- Perbandingan tinggi (H) = 1,5 diameter (ID)

$$\text{Maka; } V_t = \frac{1294,7175 \text{ ft}^3}{90\%} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3}$$

$$= 40,7367 \text{ m}^3$$

$$= 41 \text{ m}^3$$

2. Dimensi Tangki

$$\text{Volume silinder} ; \quad V_s = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H \quad H = \frac{1}{4} D \\ = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 (1,5 D) \\ = 0,375 \pi \cdot D^3$$

$$\text{Diameter Tangki} ; \quad D = \sqrt[3]{\frac{V_t}{\frac{\pi}{4} \times 1,5}} \\ = 3,2654 \text{ m} \\ = 10,7131 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi silinder} ; \quad H = 1,5 D \\ = 4,8981 \\ = 5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam Tangki} ; h_L = \frac{4 V}{\pi \times D^2} \quad (\text{Volume bahan dalam Tangki}) \\ = \frac{4 \times 1438,5750}{3,14 \times (10,7131)^2} \\ = 15,9673 \text{ ft} \\ = 16 \text{ ft}$$

3. Tebal Dinding Tangki ; (ts)

Untuk internal pressure, tebal dinding (shell) dihitung dengan persamaan Brownell dan Young hal 254

$$ts = \frac{\rho r}{fE - 0,6\rho} + C$$

Dimana :

ρ : Tekanan desain ; psi

r : Jari – jari Tangki ; ln

$$r : \frac{1}{2}D = \frac{1}{2} \times 10,7131 \times 12 \text{ in/ft} = 64,2786 \text{ in}$$

f : Tegangan yang diizinkan bahan konstruksi ; psi

E : Efisiensi pengelasan

C : Faktor korosi diambil 1/8 ln (0,125 in)

$$\rho_{\text{desain}} = \rho_{\text{desain}} + \rho_{\text{hidrostatis}}$$

$$\rho_{\text{hidrostatis}} = \rho \times \frac{g}{gc} \times hL$$

$$= 60,6711 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{32,2}{32,174} \times 16 \text{ ft} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

$$= 6,7464 \text{ psi}$$

$$\text{jadi } \rho_{\text{desain}} = 14,7 + 6,7467$$

$$= 21467 \text{ psi}$$

Bahan konstruksi yang digunakan low alloy steel SA – 209 grade T, dengan nilai $f = 13750 \text{ psi}$ (table 13.1 hal 251 Brownell dan Young) diambil penjelasan tipe double – welded butt joint $E = 8\%$ (table 13.2 254 Brownell dan Young).

Maka :

$$\begin{aligned} ts &= \frac{21,4467 \text{ psi} \times 64,2786 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,6 \times 21,4467} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,2505 \text{ in} \end{aligned}$$

digunakan tebal plate standar $= \frac{1}{4} \text{ in} = 0,635 \text{ in}$

4. Tebal Tutup Atas; th

Tebal tutup atas (standar dishead) dihitung dengan menggunakan persamaan 13 – 12 Brownell dan Young hal 258.

$$th = \frac{0,885.P.re}{f.E - 0,1P} + C$$

dimana :

P : Tekanan desain ; psi

re : Crown radius ; in

f : Tegangan yang diizinkan bahan konstruksi ; psi

E : Efisiensi Penjelasan

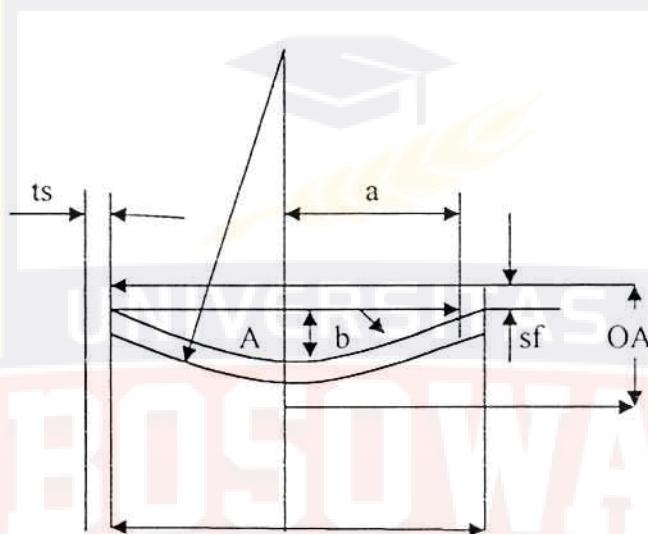
C : Faktor korosi $= 0,125$

$$\begin{aligned} re &= OD \text{ shell} = ID \text{ shell} + 2 \cdot ts \\ &= (10,7131 \times 12 \text{ in}/\text{ft}) + 2 (1/4 \text{ in}) \\ &= 129,0572 \text{ in} \end{aligned}$$

bahan konstruksi tutup semua dengan shell

$$\begin{aligned} th &= \frac{0,885 \times 21,4467 \times 129,0572 \text{ in}}{13750 \times 0,80 - 0,1 \times 21,4467} \\ &= 0,3477 \end{aligned}$$

digunakan tebal plat tutup standar 3/8 in (0,9525 in)



gambar

dimana :

$$AB : ID/2 - Icr$$

$$BC : r - Icr$$

$$b : r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$OA : t + b + sf$$

Dari table 5.6 Brownell dan Young hal 88 tebal tutup 3/8 in diperoleh :

st : factor sambungan ($1\frac{1}{2}$ - 3 in) diambil $sf = 2$ in

Icr : $1\frac{1}{8}$ in

r : OD shell . 129,0572 in

AB : 63,4036 in

$$BC : 129,0572 - 1 \frac{1}{8} \text{ in} = 127,9322 \text{ in}$$

5. Tebal Tutup Bawah

Tabel tutup bawah (plat Standar) dihitung dengan menggunakan pers. 3.16 hal 45

Brownell & Young.

$$Tp = \frac{P.d}{2f.E} + C$$

Dimana :

P : Tekanan desain ; psi

D : Diameter dalam shell ; in

$$: 10,7131 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft} = 128,5572 \text{ in}$$

f : Tegangan yang diizinkan bahan kontruksi ; psi

E : Effisiensi pengelasan

C : Faktor korosi

Bahan kontruksi untuk plat tutup bawah sama dengan shell :

Maka :

$$Tp = \frac{21,4467 \times 128,5572 \text{ in}}{2 \times 13750 \text{ psi} \times 0,80}$$

$$= 0,2503 \text{ in}$$

digunakan tebal tutup standar = $\frac{1}{4}$ in (0,635 cm)

jadi tinggi Tangki total = tinggi silinder + tinggi tutup atas

$$= 5 \text{ m} + 0,5161 \text{ m}$$

$$= 5,5161 \text{ m}$$



3. ABSORBER

Kode Alat : D-300

Fungsi : Untuk menyerap atau mengambil larutan asetaldehid dan HCl yang terbawa gas sebelum ke separator

Jenis : Packed Tower

Kondisi Operasi : Suhu : 80°C

Tekanan : 1,5 atm



Untuk Liquid

1. Pada puncak kolom : Liquid in $\Rightarrow \text{H}_2\text{O}$ penyerap pada $T = 30^{\circ}\text{C}$

$$m : 3067,1529 \text{ kg/jam} = 6761,9066 \text{ lb/jam}$$

$$\rho : 995,647 = 62,1580 \text{ lb/ft}^3 \text{ tabel 2.28 Ferry}$$

$$\mu : 0,39 \text{ Cp} = 2,6207 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s Fig. 2.32 Ferry}$$

2. Pada dasar kolom : Liquid out \Rightarrow HCl, CH₃CHO, H₂O

$$m : 9222,0379 \text{ kg/jam} = 20331,0885 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{mix}} : 355,3160 \text{ kg/m}^3 = 22,1823 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{mix}} : 0,4554 \text{ Cp} = 3,0602 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$$

Untuk Gas

1. Pada puncak kolom : Gas out \Rightarrow (C₂H₄, C₃H₆)

$$m : 34,4465 \text{ kg/jam} = 75,9414 \text{ lb/jam}$$

$$\text{BM} : 29,2768 \text{ kg/kmol} = 29,2768 \text{ lb/kmol}$$

$$\rho_{\text{mix}} : 27,3265 \text{ kg/m}^3 = 1,7060 \text{ lb/ft}^3$$

2. Pada dasar kolom : Gas in \Rightarrow (H₂O, HCl, C₂H₄, C₃H₆, CH₃CHO)

$$m : 6189,3312 \text{ kg/jam} = 13645,1234 \text{ lb/jam}$$

$$\text{BM} : 38,7499 \text{ kg/kmol} = 38,7499 \text{ lb/kmol}$$

$$\rho_{\text{mix}} : 41,3793 \text{ kg/m}^3 = 2,5833 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{mix}} : 0,6966 \text{ Cp} = 4,68 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$$

I. Menghitung Diameter Menara:

Bahan yang digunakan dalam menara adalah : "Raching ring Ceramic" 1,5 in diperoleh dari fig 13,37 hal 438 walas

Cp = 95 (MC Cabe)

Penurunan tekanan dalam in air/ft untuk tinggi isian.

Perhitungan atas dasar kondisi menara bagian bawah (dasar)

$$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right)^{1/2}$$

Dimana : L = Rate liquid keluar (lb ft²S)

G = Rate gas masuk (lb/ft²S)

ρ_L = Densitas liquid (lb ft⁻³)

ρ_g = Densitas gas (lb/ft⁻³)

$$\text{Cari Rate, } L = Q = \frac{M}{\rho} = \frac{20331.0885 \text{ lb/jam}}{22,1823 \text{ lb/ft}^3} = 916,5456 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,2546 \text{ ft}^3/\text{S}$$

$$\text{Rate} = \frac{Q}{\mu} = \frac{0,2546 \text{ ft}^3/\text{S}}{3,0602 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.S}} = 831,9718 \text{ lb/ft}^2\text{S}$$

$$G = Q = \frac{13645,1234 \text{ lb/jam}}{2,5833 \text{ lb/ft}^3} = 5282,0514 \text{ ft}^3/\text{jam} = 1,4672 \text{ ft}^3/\text{S}$$

$$\text{Rate} = \frac{1,4672 \text{ ft}^3/\text{S}}{3,0602 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.S}} = 3135,0427 \text{ lb/ft}^2\text{S}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka} &= \frac{831,9718 \text{ lb/ft}^2\text{S}}{3135,0427 \text{ lb/ft}^2\text{S}} \left(\frac{2,5833 \text{ lb/ft}^3}{22,1833 - 2,5833} \right)^{1/2} \\ &= 0,0968 \end{aligned}$$

Dari fig 22.4 hal 167 Mc. Cabe pada keadaan flooding : 0,15

$$\frac{G_g^2 F_p \mu_L^{0.1}}{\rho_g (\rho_L - \rho_g) g c} = 0,15$$

$$E^l = \sqrt{\frac{0,15 \times 2,5833 (22,1823 - 2,5833) \times 418 \cdot 10^8}{95 (0,4554)^{0,1} (1,5)}}$$

$$= 49092,0384 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Dipilih $G = 0,005 \times G^l$ flooding

$$= 0,005 \times 49092,0384$$

$$= 245,5602 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$= 0,0682 \text{ lb/S ft}^2$$

Aliran gas = $Q \times \rho_{\text{gas}}$ hal 1 bg Mc. Cabe

$$= 1,4672 \text{ ft}^{3/5} \times 2,5833 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 3,7902 \text{ lb/detik}$$

Ke dalam $\frac{1}{2}$ kecepatan pembanjir mc. Cabe hal 169

$$\text{Maka } A = \frac{3,7902 \text{ lb/S}}{0,0682 \text{ lb/S.ft}^2}$$

$$= 55,57 \text{ ft}^2$$

$$= 5,1626 \text{ m}^2$$

Maka ; Diameter menara :

$$D^2 = \sqrt{\frac{4 \times 55,57}{3,14}}$$

$$D = 8,4137 \text{ ft}$$

$$= 2,5645 \text{ m}$$

2. Menghitung tinggi menara :

- Kec. Superficial Gas :

$$G^I = \frac{\text{Gas ln}}{A} = \frac{3,7902 \text{ lb/S}}{55,57 \text{ ft}^2} = 0,0682 \text{ lb/S ft}^2$$

- Kec. Superfisial Liquid :

$$\begin{aligned} \text{Aliran liquid} &= Q \times \rho_{\text{liq}} = 22,1823 \text{ lb/ft}^3 \times 0,2546 \text{ ft/S ft}^2 \\ &= 5,6476 \text{ lb/S} \end{aligned}$$

$$L^I = \frac{5,6476 \text{ lb/S}}{55,57 \text{ ft}^2} = 0,1016 \text{ lb/S.ft}^2$$

Komposisi gas masuk menara

Komponen	Kg/jam	Kg mol/jam	lb/jam	lbmol/jam
H ₂ O	24,3256	1,3514	53,6287	2,9794
HCl	3825,0498	104,7959	8432,7813	231,0351
C ₂ H ₄	29,9417	1,0693	66,0101	2,3375
C ₃ H ₆	4,5048	0,1073	9,9314	0,2365
CH ₃ CHO	2305,5094	52,3979	5082,7721	115,5175
Total	6189,3313	159,7218	13645,1236	352,106

$$\begin{aligned} Y_1 &= \frac{\text{mol H}_2\text{O} + \text{mol HCl} + \text{mol CH}_3\text{CHO}}{\text{mol total gas masuk}} = \frac{1,3514 + 104,7959 + 52,3979}{159,7218} \\ &= 0,9926 \end{aligned}$$

Asumsi = Dalam perencanaan packed tower ini diharapkan fraksi mol H₂O,

- HCl dan CH₃CHO, yang tidak terserap = 5 × 10⁻⁴ fraksi mol (½) y₂
= 0,0005

Sehingga : Y₁ = 0,9926 – 0,0005

$$= 0,9921$$

$$X_1 = \frac{\text{mol H}_2\text{O} + \text{mol HCl} + \text{mol CH}_3\text{CHO}}{\text{mol penyerap}}$$

$$= \frac{1,3514 + 104,7959 + 52,3979}{170,3974}$$

$$= 0,9304$$

$$X_2 = 0$$

$$M = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2}$$

$$= \frac{0,9921 - 0,0005}{0,9304 - 0}$$

$$= 1,0658$$

$$\frac{Y_2 - (m \times X_2)}{Y_1 - (m \times X_2)} = \frac{0,0005 - (1,0658 \times 0)}{0,9921 - (1,0658 \times 0)} = 0,0005$$

$$A = \frac{\text{liquid out}}{m \times \text{Gas in}} = \frac{20331,0885 \text{ lb/jam}}{1,0658 \times 13645,1234 \text{ lb/jam}} = 1,4$$

Dari fig. 8.20 Treyball hal. 310 diperoleh hanya NtO_G dari antara

$$\frac{Y_2 - (m \times X_2)}{Y_1 - (m \times X_2)} \text{ dengan hanya A}$$

$$NtO_G = 22$$

Diffusitas gas :

$$Dg = \frac{0,0069 \cdot T^{3/2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}}{P(V_A^{-1/3} + V_B^{-1/3})^2} \dots \dots \dots \text{pers 9-37 ludwig hal. 170}$$

Dimana

$$M_A : \text{Berat molekul gas A (gas in)} = 38,7499 \text{ kmol/jam}$$

$$M_B : \text{Berat molekul gas B (gas out)} = 29,2768 \text{ kmol/jam}$$

$$T : \text{Temperatur absolut, } {}^\circ R = 605,679 {}^\circ R$$

$$V_A : \text{Volume molekul gas A} = 205,9 \text{ ft}^2$$

$$V_B : \text{Volume molekul gas B} = 111 \text{ ft}^2$$

$$P : \text{Tekanan gas masuk} = 6,8 \text{ atm}$$

Tabel 9-28 ludwig

Elemen	V	Gas masuk	Z. V _A	Gas out	Z. V _B	$T = \frac{T_{\text{gas in}} + T_{\text{gas out}}}{2}$
C	14,8	H ₂ O	14,8	C ₃ H ₆	66,6	$= \frac{80 {}^\circ C + 46,31 {}^\circ C}{2}$
H	3,7	HCl	28,3	C ₂ H ₄	44,4	$= 126,31 {}^\circ C$
O	7,4	C ₂ H ₄	44,4			$= 605,679 {}^\circ R$
cl	24,6	C ₃ H ₆	66,6			
		CH ₃ CHO	51,8			
		Total	205,9		111	

$$\text{Maka : } D_g = \frac{0,0069 \times (605,679)^{3/2} \sqrt{\frac{1}{38,7499} + \frac{1}{29,2768}}}{6,8(205,9^{1/3} + 111^{1/3})^2}$$

$$= 0,0323 \text{ ft}^2/\text{jam}$$

$$= 0,0098 \text{ m}^2/\text{jam}$$

Tinggi satuan perpindahan (gas film) fasa gas (H_G)

$$H_{tg} = \frac{X \cdot G^\beta}{L^\alpha} \left[\frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G} \right]^{0.5}$$

Dimana : $X = 2,58$

$\beta = 0,38$

$$G^1 = 0,0682 \text{ lb/S.ft}^2 = 245,52 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$L^1 = 0,1016 \text{ lb/S.ft}^2 = 365,76 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$\alpha = 0,4$

$$\mu_G = 4,68 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.S} = 1,6848 \text{ lb/ft jam}$$

$$\rho_G = 2,5833 \text{ kg/ft}^3$$

$$D_G = 0,0323 \text{ ft}^2/\text{jam}$$

$$\text{Sehingga : } H_{tg} = \frac{2,58 \times 245,52^{0,38} \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}}{365,76^{0,4} \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}} \left[\frac{1,6848 \text{ lb/ft jam}}{2,5833 \text{ kg/ft}^3 \times 0,0323 \text{ ft}^2/\text{jam}} \right]^{0.5}$$

$$= 8,8544 \text{ ft}$$

$$= 2,69 \text{ m}$$

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

Diffusifitas cairan :

$$D_{\text{liquid}} = \frac{117,3 \cdot 10^{-8} (\phi \cdot M_B)^{1/2} \cdot T}{\mu_B \cdot V_A^{0.6}} \dots \dots \dots \text{ pers 244, hal. 35 Trengball}$$

Dimana : V_A = Volume molekul A solut = 94,9

$$T = 33,6897^{\circ}\text{C} = 306,6897^{\circ}\text{K}$$

$$\phi = \text{Faktor asosiasi dari solvent (H}_2\text{O}) = 2,26$$

$$M_B = \text{BM Solvent} = 18$$

$$\mu_B = \text{Vikositas camp dari asetaldeli} = 3,0602 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.S} = 1,101 \text{ lb/ft jam}$$

$$V_B = \text{Tabel 2,3 Treball hal. 33}$$

Maka :

$$D_{\text{liquid}} = \frac{117,3 \cdot 10^{-8} (2,26 \times 18 \text{ kgmol})^{1/2} \cdot 306,6897^{\circ}\text{K}}{1,1017 \text{ lb / ft.S} \times 94,9^{0.6}}$$

$$= 0,0146 \text{ ft}^2/\text{jam}$$

$$\therefore \text{Sel} = \frac{\mu_L}{\rho_{\text{lg}} - D_{\text{lg}}} = \frac{1,1017 \text{ lb / ft jam} \times 2,42}{22,1823 \text{ lb / ft}^3 - 0,0146 \text{ ft}^2 / \text{jam}}$$

$$= 0,1203 \text{ ft/jam}$$

Tinggi satuan perpindahan (cairan film)

$$Ht_{\text{lg}} = \phi \left[\frac{L}{\mu_L} \right]^{0.22} (\text{sel})^{0.5} \dots \dots \dots \text{ luderig pers. 9.35 hal. 169}$$

Dimana :

$$\phi = 0,0111$$

$$J = 0,22$$

$$L^1 = 0,1016 \text{ lb/S.ft}^2 = 365,76 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$\text{Maka : } Ht_{\text{tg}} = 0,0111 \left[\frac{365,76 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,1017 \times 2,42} \right]^{0,22} (0,1203)^{0,5}$$

$$= 1,0241 \text{ ft}$$

$$= 0,3121 \text{ m}$$

Tinggi dari overall transfer unit ($H_{\text{tg}}G$)

$$H_{\text{tg}}G = H_{\text{tg}} + \frac{HtL}{A}$$

$$= 8,8544 \text{ ft} + \frac{1,0241 \text{ ft}}{55,57 \text{ ft}^2}$$

$$= 8,8728 \text{ ft}$$

$$= 2,7044 \text{ m}$$

Tinggi Packing : $NtO_G \times HtO_G$

$$: 12 \times 8,8728 \text{ ft}$$

$$: 106,4736 \text{ ft}$$

$$: 32,4532 \text{ m}$$

Asumsi :

- Ruang kosong di atas packing = 2 ft

- Ruang kosong di bawah packing = 5 ft

Tinggi packing = 106,4736 ft

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi menara} &= \text{Tinggi packing} + \text{Ruang kosong} \\
 &= 106,4736 \text{ ft} + 7 \text{ ft} \\
 &= 113,4736 \text{ ft} \\
 &= 34,5867 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3. Penurunan Tekanan

$$\frac{\Delta P}{Z} = \sigma (10)^{\varphi L / \rho L} \times \frac{G^2}{\rho_G} \quad \dots \dots \dots \text{Peter hal. 694 pers. 16.22}$$

Dimana : ΔP = Penurunan tekanan psi

Z = Tinggi packing = 106,4736 ft = 32,4532 m

σ = 0,002

φ = 0,0111

ρ_{H_2O} = 62,1580 lb/ft³

L^1 = 0,1016 lb/ft² = 365,75 lb/ft jam

G^1 = 0,0682 lb/ft².S = 245,52 lb/ft².jam

ρ_{Gin} = 2,5833 lb/ft³

$$\text{Maka : } \frac{\Delta P}{106,4736} = 0,002 \left[\frac{(0,0111 \times 365,75 / 62,1580)}{10} \right] \times \frac{245,52^2 \text{ lb/ft}^2}{2,5833 \text{ lb/ft}^3}$$

$$\Delta P = 5775,4449 \text{ lb/ft}^2 \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

$$= 40,1073 \text{ lb/in}^2$$

$$= 40,1073 \text{ psi}$$

$$= 2,728 \text{ atm}$$

4. Penentuan Berat Unggun

Dari tabel 9.1 hal. 120 ludering diketahui data-data dari unggan jenis "ceramic"

Rashing Ring "1 ½ in sebagai berikut :

Nominal size = 1 ½ in = 3,81 cm

Diameter (OD) = tebal = ¼ in = 0,635 cm

panjang = 1 ½ in = 3,81 cm

$\text{jlh}/\text{ft}^3 = 375$

Ruang bebas gas = 68 %

Berat = $43 \times D^2 \times \text{Tinggi packing}$

$$= 3,14/4 \times (8,4137) \text{ ft}^2 \times 106,4736 \text{ ft}$$

$$= 5916,7830 \text{ ft}^3$$

$$= 167,5445 \text{ m}^3$$

Sehingga berat unggun = $5916,7830 \text{ ft}^3 \times 43 \text{ lb}/\text{ft}^3$

$$= 254421,669 \text{ lb}$$

$$= 115403,7278 \text{ kg}$$

6. Perencanaan kolom

(bahan konstruksi carbon steel tipe SA 135 grade B)

1) Tabel dinding shell (ts)

$$ts = \frac{\rho \cdot r}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad \dots \dots \dots \quad 13.1 \text{ Brownell dan Jony hal. 254}$$

Dimana :

ρ = Tekanan desain; psi

$$r = \frac{1}{D} = \frac{1}{2} \times (8,4137 \text{ ft}) = 4,2 \times 12 \text{ in} = 50,58 \text{ in}$$

f = Tegangan yang diizinkan bahan konstruksi; Psi (12750 Psi)

E = Efisiensi penjelasan = 0,85

C = Faktor karosi = $\frac{1}{8}$ (0,125 in)

Tekanan operasi = 6,8 atm = 99,96 Psi

$$\rho_{\text{hidrostatik}} = (\rho g h)/gc$$

$$= \frac{50,4497 \times 95,1896 \times 32,2}{144 \times 32,2}$$

$$= 33,3492 \text{ Psi}$$

$$\rho_{\text{desain}} = 99,96 + 33,3492$$

$$= 133,3092 \text{ Psi}$$

$$= 9,0687 \text{ atm}$$

Sehingga :

$$ts = \frac{133,3092 \text{ Psi} \times 50,48 \text{ in}}{12750 \text{ Psi} \times 0,85 - 0,6 \times 133,3092 \text{ Psi}} + 0,85$$

$$= 0,6256 \text{ in}$$

Ditetapkan tebal shell = $\frac{3}{4}$ in (standar)

2) Menghitung Tebal Head

Head yang digunakan adalah torispherical dished head

Bahan konstruksi sama dengan bahan pada dinding shell

$$OD = ID \times 2 ts$$

$$= 8,4137 \times 12 \times (2 \times \frac{3}{4})$$

$$= 151,4466 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell dan Jony diperoleh data :

$$R_i = 144$$

$$In = 9^{\frac{3}{8}}$$

Diasumsikan : Radius head = Radius shell

$$L = re$$

$$= OD/2$$

$$= 151,4466 / 2$$

$$= 75,7233 \text{ in}$$

$$\frac{lrc}{rc} = \frac{9^{\frac{3}{8}}}{75,7233}$$

$$= 0,1238$$

Karena $lrc/rc = 6\%$, maka tebal head dapat dihitung dengan persamaan :

$$Th = \frac{\rho \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \rho} + C$$

Dimana :

ρ = Tekanan desain; Psi = 133,3092 Psi

rc = Radius crown

f = Tegangan yang diizinkan bahan konstruksi; Psi (12750 Psi)

E = Efisiensi penjelasan = 0,85

C = Faktor korasi : $\frac{1}{8} (0,125 In)$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \sqrt{rc/ri} \\
 &= \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{75,7233/144}) \\
 &= 0,9313 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{133,3092 \times 0,9313}{2 \times 12750 \times 0,85 - 0,2 \times 133,3092} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1307 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil tutup standar $\frac{3}{16}$ in

3) Menghitung Tinggi Head (OA)

Dari tabel 5-4 Brownell dan Jony untuk tebal head $\frac{3}{16}$ in diperoleh :

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ in}$$

Dipilih $Sf = 2 \text{ in}$

$$Th = Sf + b + \text{tebal head}$$

$$\therefore AB = OD/2 - Irc$$

$$\begin{aligned}
 &= 151,4466/2 - 9 \frac{3}{8} \\
 &= 66,3483 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$BC = ri - Irc$$

$$= 144 - 9 \frac{3}{8}$$

$$= 134,625$$

$$b = ri - Ac$$

$$\begin{aligned}
 &= ri - (Bc^2 - AB^2)^{0.5} \\
 &= 144 - (134,625^2 - 66,3483^2)^{0.5} \\
 &= 26,8599 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$Th = 2 + 26,8599 + \frac{3}{16}$$

$$= 29,0474 \text{ in}$$

Tinggi head atas dan bawah	= 2 x 29,0474
	= 58,0948 in
	= 4,8412 ft

Jadi tinggi total Absorber :

$$\begin{aligned}
 Zh &= \text{tinggi silinder} + 2 \text{ (tinggi tutup)} \\
 &= 113,4736 \text{ ft} + 4,8412 \\
 &= 118,3148 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

4. SEPARATOR

Kode : F - 310

Fungsi : Untuk memisahkan liquid dan gas yang berasal dari produk bawah absorber

Jenis : Flash Drum Vertikal Separator

Kondisi Operasi :

Tekanan : P : 4,3 atm = 63,21 Psi

Suhu : T : 306,6897^oK : 33,6897^oK

❖ Aliran Umpan : (HCl, CH₃CHO dan H₂O)

M : 9222,0376 kg/jam

: 20331,1127 lb/jam

❖ Aliran Keluar :

- Cairan : M : 5391,224 i kg/jam = 11885,6456 lb/jam = 3,3016 lb/s

ρ_c : 576,2548 kg/m³ = 9230,7260 lb/ft³

- Gas : M : 3830,8135 kg/jam = 8445,4981 lb/jam = 2,3460 lb/s

ρ_g : 14,6959 kg/m³ = 235,4060 lb/ft³

μ : 0,6 Cp = $4,0318 \cdot 10^{-4}$ lb/ft . s

Kecepatan volumetric uap (Q_v) :

$$\frac{G}{\rho_g} = \frac{2,3460 \text{ lb/s}}{235,4060 \text{ lb/ft}^3} = 0,0099 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Kecepatan linier untuk vertical (V) :

$$V : 0,035 \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g}} = \dots \dots \dots \text{ (pers. 10.10 Jon Colsan)}$$

$$: 0,035 \sqrt{\frac{9230,7260}{235,4060}}$$

$$: 2,1917 \text{ ft}^3/\text{s}$$

1. Diameter dan luas permukaan.

Liquid hold-uap yang digunakan : 5 – 20 menit (Walās. Hal. 618)

$$A = \pi/4 \times D^2$$

$$D = \sqrt{\frac{10,4667 \times 4}{3,14}}$$

$$= 3,6515 \text{ ft}$$

$$= 1,1130 \text{ m}$$

$$= 43,818 \text{ in}$$

$$\text{Rate gas} = \frac{Q_v}{\mu}$$

$$= \frac{0,0099 \text{ ft}^3/\text{s}}{4,0318 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ffts}} = 24,5548 \text{ lb/s/ft}^2$$

$$A = \frac{\text{Rate gas}}{M} = \frac{24,5548 \text{ lb/s/ft}^2}{2,3460 \text{ lb/s}}$$

$$= 10,4667 \text{ ft}^2$$

$$= 3,1903 \text{ m}^3$$

$$\alpha_{luq} = 3,6485 \cdot 10^{-6} \text{ ft/s} \quad (\text{digunakan } 20 \text{ menit hold up})$$

$$\alpha_{luq} = \frac{3,6485 \cdot 10^{-6} \text{ ft ft/s} \times 12000 \text{ s}}{10,4667 \text{ ft}^2}$$

$$= 4,1830 \cdot 10^{-4} \text{ ft}$$

Untuk vential drum separator, tinggi uap (vapor space) adalah $0,5 - 1 \frac{1}{2}$ dari diameter drum

Diambil tinggi uap dari permukaan cairan sampai tangen puncak drum :

$$= 1 \times \text{diameter drum}$$

$$= 1 \times 3,6515 \text{ ft}$$

$$= 3,6515 \text{ ft}$$

2. Tinggi Liquida :

Syarat :

$$H = 1,5 D$$

$$V = \pi/4 \times D^2 \times 1,5 D$$

$$= \pi/4 \times (3,6515)^2 \times 1,5 (3,6515)$$

$$= 57,3291 \text{ ft}^3$$

$$H = 1,5 \times 3,6515$$

$$= 5,4773 \text{ ft}$$

$$= 1,6695 \text{ m}$$

$$= 1,7 \text{ m}$$

3. Tinggi Liquida

Dalam menghitung tebal dinding separator , dipilih tekanan-tekanan di separator.

Tekanan pada botton : $P_{ap} + P_{hid}$

$$P_{hid} = H \times \rho_L$$

$$= \frac{5,4773 \text{ na} \times 9239,7260 \text{ kg/ft}^3}{144 \text{ ft}^2 / \text{In}^2}$$

$$= 351,1073$$

$$\text{maka } P_{hid} = 1,3891 \text{ lb/in}^2 = 1,3891 \text{ Psi}$$

$$P_{op} = 4,3 \times 14,7 = 63,21 \text{ Psi}$$

$$P_{desain} = 1,3891 \text{ Psi} + 63,21 \text{ Psi}$$

$$= 64,5991 \text{ Psi}$$

$$1,7 \text{ m} \times 576,2546 \text{ kg/m}^3 = 976,6332 \text{ kg/m}^3$$

$$976,6332 \text{ kg/m}^3 \times 1 \text{ lb/0,45359 kg} = 2153,1189 \text{ lb/m}^3$$

$$2153,1189 \text{ lb/m}^3 \times 1 \text{ m}^3 / 10,7639 \text{ ft}^2 = 200,0315 \text{ lb/ft}^2$$

$$200,0315 \text{ lb/ft}^2 \times 1 \text{ ft}^2 / 144 \text{ In}^2 = 1,3891 \text{ lb/in}^2$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah "stainless steel" type 340 SA 20 Grade S.

$$f = 16650 \text{ Psi}$$

$$e = 0,85$$

$$c = 0,125 \text{ in}$$

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - R_c} + e \quad (\text{Hesse Pers. 4-3})$$

$$t_s = \frac{64,5991 \text{ Psi} \times 43,8180 \text{ in}}{2 \times 16650 \text{ Psi} \times 0,85 - 645991 \text{ Psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2252 \text{ in}$$

Diambil tebal standar = $\frac{1}{4}$ in (0,25 in)

4. Tebal dinding head

$$OD = ID \times 2 t_s$$

$$= 43,8180 \times 2 (0,25 \text{ in})$$

$$= 21,909 \text{ in}$$

$$= 22 \text{ in}$$

dari tabel 5-7 Brownell dan Young diperoleh nilai untuk OD 22 In diperoleh:

$$R_i = 21 \text{ in}$$

$$I_{rc} = 1 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$R_c = (ID - 6) \text{ in}$$

$$= (43,8180 - 6) \text{ in}$$

$$= 37,8180 \text{ in}$$

$$\frac{I_{rc}}{R_c} = \frac{1 \frac{3}{8} \text{ in}}{37,8180 \text{ in}} = 0,0364 \text{ in}$$

$$rc = 0,0364 \text{ in} \times 37,8180 \text{ in} = 1,3766 \text{ in}$$

$$\frac{Rc}{r} = \frac{L}{rc} \Rightarrow \frac{37,8189 \text{ in}}{1,3766 \text{ in}}$$

$$\Rightarrow 27,4720 \text{ in}$$

maka $th = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot f \cdot E - 0,2P} + c$ Brownell dan Young hal. 133

$$M = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{37,8180 / 48} \right)$$

$$= 0,9719$$

$$th = \frac{64,5991 \times 37,8180 \times 0,9719}{2 \times 16650 \times 0,85 - 0,2 \times 64,5991} + 0,125$$

$$= 0,2089 \text{ in}$$

Diambil tebal head bawah dan atas = $\frac{1}{4}$ in (0,25 in)

5. Tinggi Bejana :

Diambil bentuk tutup atas dan bawah adalah dished head :

Tinggi tutup (h) adalah :

$$H : Rc \sqrt{Rc^2 - D^2 / 4}$$

$$: 37,8180 - \sqrt{37,8180^2 - 43,8180^2 / 4}$$

$$: 6,9927 \text{ in}$$

$$: 0,5827 \text{ ft}$$

Volume dished (V) :

$$V = 1,5 h^2 (3 Rc - h)$$

$$= 1,5 (0,5827)^2 (3 \times 37,8180 / 12 - 0,5827)$$

$$= 4,5185 \text{ ft}^3$$

Volume silinder (V_S)

$$V_S = V_{\text{tot}} - V_{\text{tutup}}$$

$$= 57,3291 - 4,5185$$

$$= 52,8106 \text{ ft}^3$$

Tinggi bagian silinder :

$$52,8106 \text{ ft}^3 = \pi/4 \times (3,6515)^2 \cdot H$$

$$H = 5,0456 \text{ ft}$$

Tinggi bejana seluruhnya = Tinggi silinder + tinggi tutup atas + tinggi tutup

bawah

$$= 5,0456 + 2(0,527)$$

$$= 6,211 \text{ ft}$$

$$= 1,893 \text{ m}$$

$$= 2 \text{ m}$$

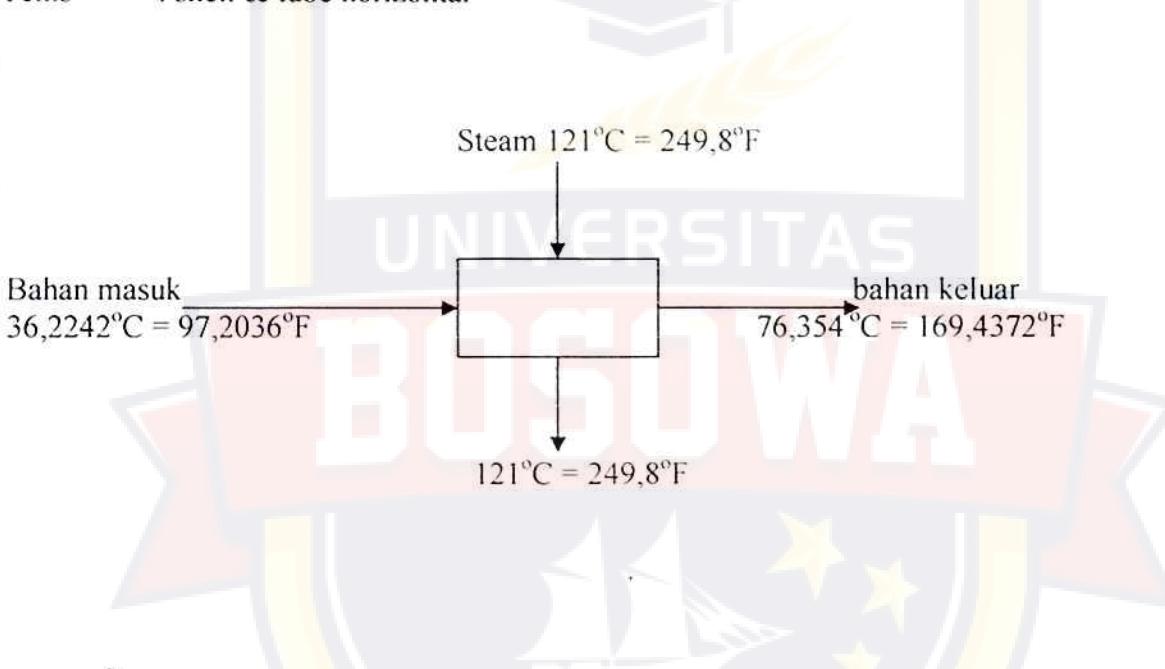


5. HEATER

Kode Alat : E - 313

Fungsi : menaikkan suhu larutan dari separator sebelum masuk ke menara destilasi.

Jenis : shell & tube horizontal



Sesuai hasil perhitungan pada neraca panas :

- kebutuhan panas, Q (bebannya Heater) = 178422,6739 kkal/jam

$$= 708037,7224 \text{ btu/jam}$$

- aliran steam pada tube = 339,6586 kg/jam

$$= 748,8190 \text{ lb/jam}$$

- aliran bahan pada shell = 5391,2243 kg/jam

$$= 11885,6151 \text{ lb/jam}$$

1. beda temperatur °F

fluida	panas	dingin	Selisih
Suhu tinggi	249,8	169,4372	80,3628
Suhu rendah	249,8	97,20365	152,5964
selisih	0	72,2336	72,2336

$$\Delta t = LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{m(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= \frac{80,3628 - 152,5964}{m(80,3628/152,5964)} = 112,6458 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$2. T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{249,8 + 249,8}{2} = 249,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{169,4372 + 97,2036}{2} = 133,3204 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. U_D dan A

sesuai tabel 8 Kern hal 840. fluida panas (steam) dan fluida dingin (medium organics). Diperoleh harga :

$$UD = 50-100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dicoba } UD = 90 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{708037,7224 \text{ Btu/jam}}{50 \text{ Btu/jam} ft^2 F \times 112,6458^\circ F} = 125,7105 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a_0 x L} = \frac{125,7105 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft} / \text{ft}^2 F \times 4 \text{ H}} = 160,0999 \text{ buah}$$

$$Nts = 160$$

$$\text{UD Koreksi} = \frac{NtxUD}{Nts} = \frac{160,0999 \times 50 \text{ Btu/jam} ft^2 F}{160} = 50,0312$$

(Trial UD = 50 maka Trial UD memenuhi.

Shell side

$$IDS = 15 \frac{1}{4} \text{ in} = 1,2708$$

$$De = 0,55 = 0,0458 \text{ ft} \quad (\text{FIG.28})$$

$$B = 0,2 \times IDS = 3,05$$

$$C' = Pt - OD$$

$$= 15/16 - \frac{3}{4} = 0,1875 \text{ in}$$

Tube side

$$OD = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$BWG = 18$$

$$at = 0,3334 \text{ in}^2$$

pt = 1 in triangular pitch

$$L = 4$$

$$\text{Pass (n)} = 2$$

Evaluasi perpindahan panas

4. Shell side (fluida panas)

a. Luas aliran ; a_s

$$a_s = \frac{ID \times C' \times \beta}{144 \times Pt}$$

4. Tube side (fluida dingin)

a. luas aliran ; at

$$at = \frac{Ntxat}{144 \times n}$$

$$= \frac{15 \cdot 1/4 \times 0,1875 \times 3,05}{144 \times 0,1875}$$

$$= 0,3230 \text{ ft}^2$$

a. laju alir massa shell (Gs)

$$Gs = \frac{ws}{as}$$

$$= \frac{11885,6151 \text{ lb/jam}}{0,3230 \text{ ft}^2}$$

$$= 36797,5699 \text{ lb/jam . ft}^2$$

ilangan Reynold, NRes :

$$Nres = \frac{Dex Gs}{\mu}$$

$$\text{Pada } TC = 249,8 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Didapat sifat-sifat fluida panas

iskositas; $\mu = 0,7260 \text{ lb/ft . jam}$

nduktifitas panas ; $K = 0,063$

pasitas panas ; $c = 0,53$ (fig.4)

es

$$458 \text{ ft} \times 36797,5699 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$0,7260 \text{ lb/ft.jam}$$

$$= 2321,3894$$

$$= \frac{160,0999 \times 0,334 \text{ m}^2}{144 \times 2}$$

$$= 0,1857 \text{ ft}^2$$

b. laju alir massa (Gt)

$$Gt = \frac{wt}{at}$$

$$= \frac{748,8190 \text{ lb/jam}}{0,1857 \text{ ft}^2}$$

$$= 4032,4125 \text{ lb/jam . ft}^2$$

$$b. NRet = \frac{Di \times Gt}{\pi}$$

$$\text{Pada } Tc = 133,3204 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Di dapat sifat – sifat fluida dingin :

- viskositas $\pi = 0,0363 \text{ lb/jam ft}$

- konduktifitas panas $K = 0,062$ (fig.1)

- kapasitas panas $C = 0,46$ (fig.4)

$$NRet = \frac{0,0543 \times 48310,9032 \text{ lb/jam - ft}^2}{0,0363 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 72266,7230$$

befisien perpindahan panas bagian dalam : $hi = JH \left(\frac{C \cdot \mu}{K} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\eta w} \right)^{0.14}$

, $ho = JH \left(K / De \right) \left(\frac{C \cdot \mu}{K} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\eta w} \right)^{0.14}$

k Nres = 2321,3894 dari fig 28

pat JH = 22

22 (0,063/0,0458)

$$\frac{3 \times 0,7260}{0,063} \right)^{1/3} \cdot (1)$$

55,3165 btu/jam ft².°F

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam : $hi = JH \left(K / D \right) \left(\frac{C \cdot \pi}{K} \right)^{1/3} \left(\frac{\pi}{\pi w} \right)$

$$JH = 1500$$

$$hio = 1500 (ID/OD)$$

$$= 1500 (1,27080/0,75)$$

$$hio = 2541,6 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ °F}$$

6. MENARA DESTILASI

Kode alat : D - 320

Fungsi : Untuk memurnikan produk asetaldehid

Jenis/Tipe : Bubble cap tray

Data-data dari hasil perhitungan neraca panas :

Suhu umpan masuk = $76,354^{\circ}\text{C}$ (Bubble point)

Suhu puncak menara = $47,28^{\circ}\text{C}$ (dew point)

Suhu keluar kondensor = $34,604^{\circ}\text{C}$

Suhu dasar menara = $112,995^{\circ}\text{C}$.

Tekanan puncak menara = 1,6 atm atm = 1216 mmHg

Tekanan dasar menara = 1,6 atm atm = 1216 mmHg

Komposisi aliran pada destilasi

a) Aliran umpan

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	X_F (fraksi nol)
CH ₃ CHO	2299,7456	52,2669	0,2333
H ₂ O	3091,4785	171,7488	0,7667
Total	5391,2241	224,0157	1,0000

b. Aliran destilasi (produk atas)

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	X _O (fraksi mol)	P _V	P _V ^K /P _t	X _t
CH ₃ CHO	2268,75	51,5625	0,9759	1872,485 9	1,5399	0,6337
H ₂ O	22,9158	1,2731	0,0241	80,0465	0,0658	0,3663
Total	2291,6658	52,8356	1,0000			1,0000

c. Aliran keluar kondensor

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	X _O (fraksi mol)	P _V	K _t (P _V /P _t)	X _B = X _B .K _t
CH ₃ CHO			0,9759	124,0628	1,0239	0,0326
H ₂ O			0,0241	40,7613	0,0335	0,9674
Total			1,0000			1,0000

d. Aliran bottom (produk bawah)

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	X _O (fraksi mol)	P _V	K _i (P _V /P _i)	X _B = X _B .K _i
CH ₃ CHO		0,7044	0,0041	9654,645 6	7,9397	0,0326
H ₂ O		170,475 7	0,9959	1181,237 4	0,9714	0,9674
Total		171,180 1	1,0000			1,0000

1. Menentukan Reflux Ratio Minimum :

Untuk sistem biner; pada q = 1

$$\begin{aligned}
 R_{\min} &= \left(\frac{L}{D} \right)_{\min} \\
 &= \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{XD}{XF} - \frac{\alpha(1 - XD)}{1 - XF} \right] \\
 \alpha_{\text{top}} &= \left[\frac{KLK}{KHK} \right]_O \quad \alpha_{\text{bottom}} = \frac{7,9397}{0,9714} \\
 &= \frac{1,5399}{0,0658} \quad = 8,1735 \\
 &= 23,4027
 \end{aligned}$$

$$\alpha_{AB} = (23,4027 \times 8,1735)^{0,5}$$

$$= 13,8305$$

$$\text{maka } R_{\min} = \frac{1}{13,8305} \left[\frac{09759}{0,2333} - \frac{13,8305(1-0,9759)}{1-0,2333} \right] \\ = 0,2710$$

Dari Ludwig; maka $R_{op} = 1,3 \times R_{\min} = 0,3523$

2. Jumlah plate minimum :

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\frac{XD(1-XB)}{XB(1-XD)} \right]}{\log \alpha_{AB}} - 1 \quad \text{pers. 18.39. Mc. Cabe}$$

$$= \frac{\log \left[\frac{0,9759(1-0,0041)}{0,0041(1-0,9759)} \right]}{\log 13,8305} - 1 \\ = 2,5092$$

3. Menentukan jumlah plat teoritis :

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \text{ dan } \frac{N - N_{\min}}{N + 1} \quad \text{fig 13-41 Perry}$$

R = refluks operasi

R_{\min} = refluks minimum

N = jumlah plat teoritis

N_{\min} = Jumlah plat minimum

$$\text{Maka : } \frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{0,3523 - 0,2710}{0,3523 + 1}$$

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,60$$

$$\frac{N - 2,5092}{N + 1} = 0,60$$

$$N - 2,5092 = 0,60(N+1)$$

$$N - 2,5092 = 0,60N + 0,60$$

$$0,6N = 3,1092$$

$$N = 5,182 \text{ plate}$$

4. Efisiensi Plat :

$$E = 63 (\mu \cdot 2)^{-0,212}$$

Dimana :

E = Efisiensi plate

μ = Viskositas cairan umpan rata-rata

α = Relatif Valatilitas rata-rata

mencari viskasitas campuran

Komponen	$X_i (b)$	$\mu (C_p)$
CH ₃ CHO	0,99	0,165
H ₂ O	0,01	0,014
Total		0,179

Viskasitas rata-rata dari campuran liquida :

$$\ln \mu_{\text{mix}} = Z X_i \ln \mu_i$$

$$\ln \mu_{\text{mix}} = 0,99 \ln 0,165 + 0,01 \ln 0,014$$

$$\mu_{\text{mix}} = 1,8265 \text{ Cps}$$

$$\text{Efisiensi plate} = 63 (1,8265 \times 13,8305)^{-0,212}$$

$$= 31,7702\%$$

Jlh plat sebenarnya :

$$N_{\text{aktual}} = \frac{5,182}{0,3177}$$

$$= 16,3110$$

$$= 16 \text{ plate}$$

5. Menghitung lokasi plate umpan :

Untuk menghitung lokasi umpan masuk, digunakan persamaan Kirk Bride, yaitu :

$$\log \frac{Nr}{Ns} = 0,206 \log \left[\frac{B}{D} \left[\frac{Xf.Hk}{Xf.Lk} \right] \left[\frac{Xb.Lk}{Xd.Hk} \right]^2 \right]$$

Dimana :

Nr = Jumlah plate di atas plat umpan

Ns = Jumlah plate di bawah plat umpan

B = Laju alir molar pada bottom

D = Laju alir molar pada destilat

Xf.Hk = Konsentrasi heavy key pada umpan

XF.Lk = Konsentrasi light key pada umpan

Xd.Hk = Konsentrasi heavy key pada destilat

Xb.Lk = Konsentrasi light key pada botton

Diketahui : B = 171,1081 kmol/jam

$$D = 52,8356 \text{ kmol/jam}$$

$$\log \frac{Nr}{Ns} = 0,206 \log \left[\frac{171,1081}{52,8356} \times \left(\frac{0,7667}{0,2333} \right) \left(\frac{0,0041}{0,9759} \right)^2 \right]$$

$$= -0,7676$$

$$\frac{Nr}{Ns} = 0,1708$$

$$Nr + Ns = N_{\text{actual}}$$

Nr + Ns = 16

Persamaan 1 dan 2 disubtitusi

$$Nr = 0,1708(16 - N_S)$$

$$Nr = 2,7328 - 0,1708 \cdot Nr$$

$$N_S = 16 - (0.1708 N_S)$$

$$N_s = \frac{16}{1,708}$$

$$= 13,6659 = 14$$

Jadi umpan masuk pada plat ke 14

Komponen aliran cairan keluar dasar kolom (L)

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam	XF. berat	Fraksi ρ kg/m ³
CH ₃ CHO	0,8030	35,332	0,0041	21,499
H ₂ O	195,0439	310,7902	0,9959	1
Total	195,8469	3546,1222	1,0000	22,499

Densitas campuran cairan (ρ_{mix})

$$\begin{aligned}\rho_{mix} &= ZX_i \cdot \rho_i \\ &= (0,0041 \times 21,499) + (0,9959 \times 1) \\ &= 1,0840 \text{ kg/m}^3 = 17,3635 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

Komposisi aliran uap yang dibangkitkan baler (V)

$$\begin{aligned}V &= L - B \\ &= (195,8469 - 171,1801) \text{ kg mol/jam} \\ &= 24,6668 \text{ kg mol/jam}\end{aligned}$$

Komponen	Kg/jam	Kgmol/jam	Xf.fraksi mol
CH ₃ CHO	4,4484	0,1011	0,0041
H ₂ O	442,1826	24,5657	0,9959
Total	446,631	24,6668	1,0000

$$\begin{aligned}\text{BM rata-rata uap} &= ZX_i \cdot \text{BM}_i \\ &= (0,0041 \times 44) + (0,9956 \times 18) \\ &= 18,1066 \text{ lb/lb mol}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas uap; } \rho = \frac{BM}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$$

Dimana :

V = Volume spesifik gas pada kondisi standar ($T_0 = 0^\circ\text{C} = 492\text{ R}$ dan P

= 1 atm = 14,7 Psi) yaitu $359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}$

T_1 = Suhu uap keluar reboiler : $113^\circ\text{C} = 846^\circ\text{R}$

P_1 = Tekanan operasi uap keluar = 1,6 atm = 12,6 Psig 23,5136 Psi

Maka :

$$\rho_v = \frac{18,1066 \text{ lb/lbmol}}{359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} \times \frac{492^\circ\text{R}}{846^\circ\text{R}} \times \frac{23,5136 \text{ Psi}}{12,6 \text{ Psi}}$$

$$= 0,0293 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir massa uap : $m = 446,631 \text{ kg/jam}$

= 984,6528 lb/jam

= 2,7351 lb/detik

Maka kecepatan superficial uap masuk pada dasar kolom :

$$V_m = 0,24 \left(\frac{\rho_{max} - \rho_{uap}}{\rho_{uap}} \right)^{0.5}$$

$$= 0,24 \left(\frac{17,3635 - 0,0293}{0,0293} \right)^{0.5}$$

$$= 5,8375 \text{ ft/detik}$$

Diambil kecepatan uap masuk (V) = 65% kecepatan superficial (V_m)

Maka; $V = 0,65 \times 5,8375 \text{ ft/detik}$
 $= 3,7943 \text{ ft/detik}$

Luas aliran uap keluar (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{m}{\rho_v \cdot V} \\ &= \frac{2,7351 \text{ lb/detik}}{0,0293 \text{ lb/jin}^3 \cdot 3,7943 \text{ ft/detik}} \\ &= 24,6 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter puncak kolom (D)

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \cdot A}{\pi} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{4 \cdot 24,6 \text{ ft}^2}{3,14} \right)^{1/2} \\ &= 5,5980 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diameter kolom rata-rata = 5,6 ft

6. Menentukan tinggi kolom : $t_s = 25 \text{ in}$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi plat} &= (N_{actual} - 1) \times t_s \\ &= (16-1) \times 25 \text{ in} \times \frac{1}{12 \text{ in}} \\ &= 31,2 \text{ ft . ft} \\ &= 32 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diambil ruang kosong di atas kolom dan di bawah kolom masing-masing = 2 ft

Jadi tinggi menara ; $Z = \text{tinggi plat} + (2 \times \text{tinggi ruang kosong})$

$$= 32 + (2 \times 2)$$

$$= 128 \text{ ft}$$

$$= 39,0144 \text{ m}$$

$$= 39 \text{ m}$$

Menghitung dimensi menara destilasi

a) Puncak menara

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui komposisi uap keluar puncak kolom :

Komponen	Kg/jam	Kgmol/jam	X; fraksi mol	Bm
CH ₃ CHO	2268,7501	51,5625	0,9756	44
H ₂ O	22,9166	1,2731	0,0241	18
Total	2291,6667	52,8356	1,0000	

$$\text{Bm rata-rata top} = Zx \cdot \text{Bm}$$

$$= (0,9756 \times 44) + 0,0241 \times 18$$

$$= 43,3602 \text{ lb/lbmol}$$

$$\text{Densitas uap} ; \frac{Bm}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$$

Dimana :

V = Volume spesifik gas pada kondisi standar ($T_0 : 0^\circ\text{C} = 492^\circ\text{R}$

dan $P = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psi}$ yaitu $359 \text{ ft}^3/\text{lbtmol}$)

T_1 = Suhu uap keluar puncak kolom = $47,28^\circ\text{C} = 577,104^\circ\text{R}$

P_1 = Tekanan operasi uap keluar : 1,6 atm = 23,52 Psi

$$\rho_V = \frac{43,3602 \text{ lb/lbmol}}{356 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} \times \frac{492^\circ R}{577,104^\circ R} \times \frac{23,52 \text{ Psi}}{23,52 \text{ Psi}}$$

$$= 0,1030 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir massa uap ; m = 2291,6667 kg/jam

$$= 5052,2602 \text{ lb/jam}$$

$$= 1,4034 \text{ lb/detik}$$

$$V = L + D$$

$$P = \frac{V}{D}$$

$$L = R_{op} \times D$$

$$= 0,3523 \times 52,8356 \text{ kmol/jam}$$

$$= 18,6140 \text{ kmol/jam}$$

$$= 3098,0690 \text{ kg/jam}$$

Uap masuk kondensor (V) :

$$\text{CH}_3\text{CHO} = 226875 \text{ kg/jam}$$

$$= 51,6525 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 22,9158 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,2731 \text{ kmol/jam}$$

Cairan yang direfluks (L_O) :

$$\text{CH}_3\text{CHO} = 51,5625 \times R_{op}$$

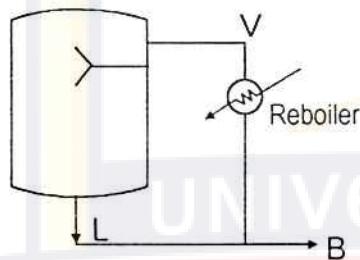
$$= 51,6525 \times 0,3523$$

$$= 18,1655 \text{ kmol} \quad = 799,282 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 1,2731 \times 0,3523 \\ &= 0,4485 \text{ kmol} & = \frac{8,073 \text{ kg/jam}}{807,355 \text{ kg/jam}} \end{aligned}$$

b) Bagian bawah menara

Neraca massa sekitar dasar menara



$$L = V - B \quad (V = L - B)$$

Dimana

L = Total cairan keluar
dasar kolom

V = Uap yang dibangkitkan
reboiler

B = Total produk botton

Dari : pers. 5.31 Van Winkle hal. 221 :

$$\frac{L}{V} = KLK$$

$$L = V \cdot KLK$$

$$= (L - B) KLK$$

Dimana :

KLK = Konstanta kesetimbangan uap – cairan komponen light key
pada produk botton (dapat dilihat pada perhitungan kondisi
operasi botton destilasi)

$$= 7,9397$$

Maka : $L = (L - 171,1801) \times 7,9397$

$$L = 7,9397 L - 1359,1186$$

$$6,9397 L = 1359,1186$$

$$L = 195,8469 \text{ kgmol}$$

7. Menentukan tebal plate

Untuk interval pressure ; tebal dinding (shell) dihitung dengan persamaan 13 – 1
Brownel dan Young hal. 254

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

Dimana :

P = Tekanan desain, Psi

r = Jari-jari tangki; in

$$= \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} \times (25 \text{ ft}) = 12,5 \text{ ft} \times 12^{\text{in}}/\text{ft} = 150 \text{ in}$$

f = Tegangan yang diizinkan bahan konstruksi ; Psi

E = Efisiensi penjelasan

C = Faktor korosi diambil : $\frac{1}{8}$ (0,125 in)

Faktor keamanan desain diambil 20 %

$$P_{\text{desain}} = 1,20 \times 23,52 \text{ Psi}$$

$$= 28,224 \text{ Psi}$$

Bahan konstruksi yang digunakan carbon steel SA.283 grade C dengan nilai f = 12650 Psi (tabel 13.1 hal. 251 Brownel dan Young) dan diambil penjelasan tipe double welded Dnt joint E = 80% (tabel 13.2 hal. 254 Brownell dan Young).

Maka :

$$t_s = \frac{28,224 \text{ Psi} \times 150 \text{ in}}{12650 \text{ Psi} \times 0,80 - 0,6 \times 28,224 \text{ Psi}}$$

$$= 0,419 \text{ in}$$

Digunakan tabel plat standar = 7/16 (0,4375 in) \rightarrow 1,1112 Cm

8. Menentukan tebal tutup atas dan bawah ; t_b

Tebal tutup (standar dished) dihitung dengan menggunakan pers (13.12) Brownell dan Young hal. 258

$$t_b = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1P}$$

dimana :

P = Tekanan desain ; Psi

r_c = Crown radius ; in

f = Tegangan yang diizinkan bahan kontruksi ; Psi

E = Efisiensi penjelasan

C = Faktor korosi = 0,125 in

$$r_c = \text{OD Shell} = \text{ID Shell} + 2 t_s$$

$$= (25 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft}) + (2 \times 7/16 \text{ in})$$

$$= 300,875 \text{ in}$$

Bahan konstruksi tutup sama dengan plate

Maka ;

$$th = \frac{0,885 \times 28,224 \text{ Psi} \times 300,875 \text{ in}}{12650 \text{ Psi} \times 0,80 - 0,1 \times 28,224 \text{ Psi}} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,7407 \text{ in}$$

Digunakan tabel plate tutup standar = $\frac{3}{4}$ in (0,75 in)

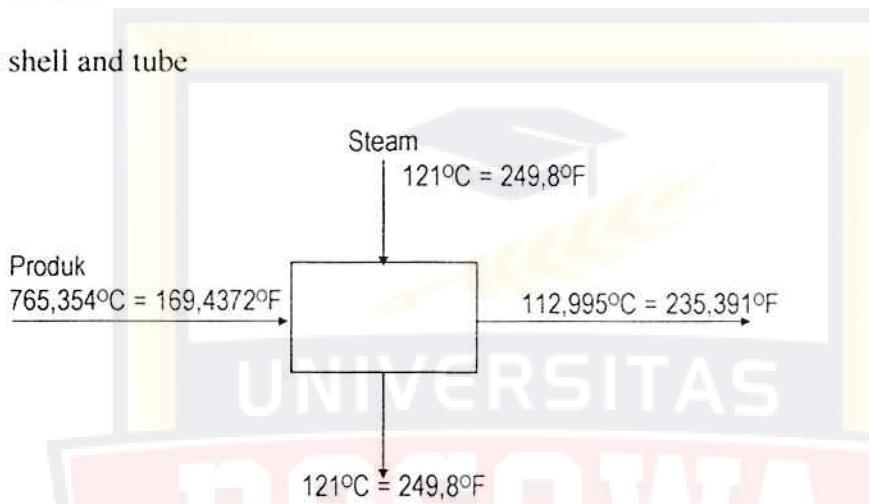


7. REBOILER DESTILASI

Kode alat : E - 322

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah kolom untuk dijadikan pemanas pada kolom.

Tipe : shell and tube



Sesuai hasil perhitungan pada neraca panas :

- Kebutuhan panas, Q (beban reboiler)
 - = 61956,9295 kkal/jam
 - = 245860,8313 Btu/jam
- Aliran steam pada tube
 - = 117,9450 kg/jam
 - = 260,0239 lb/jam
- Aliran produk pada shell
 - = 884,8125 kg/jam
 - = 1950,6753 lb/jam

1. Beda Temperatur $^{\circ}\text{F}$

Fluida	Panas	Dingin	Selisih
Suhu tinggi	249,8	235,391	14,409
Suhu rendah	249,8	169,4372	80,363
Selisih	0	65,954	65,954

$$\Delta t = \text{LMTO} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= \frac{149,8 - 80,363}{\ln(149,8 / 80,363)} = 38,4743^{\circ}\text{F}$$

$$2. \quad T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{249,8 + 249,8}{2} = 249,8^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{235,391 + 169,4372}{2} = 202,4141^{\circ}\text{F}$$

3. UD dan A

Sesuai tabel 8 Kern, hal. 840 fluida panas steam dan fluida dingin gas (medium organic) didapat :

$$UD = SD - 100 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Dicoba } UD = 50 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t}$$

$$= \frac{245,8313}{50 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F} \times 38,4743^{\circ}\text{F}} = 127,8052 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a_0 \times L} = \frac{127,8052}{0,1963 \text{ ft}^2 * 4 \text{ ft}} = 162,7677 \text{ buah}$$

$$Nts = 160$$

$$UD \text{ koreksi} = \frac{Nt \times UD}{Nts} = \frac{160,7677 \times 50 \text{ Btu/jam ft}^2{}^\circ\text{F}}{160} = 50,2399$$

(Trial UD = 50, maka trial UD memenuhi)

Shell Side

$$IDS = 15 \frac{1}{4} = 1,2708 \text{ ft}$$

$$De = 0,55 = 0,0458 \text{ ft}$$

$$B = IDS \times 0,2 = 3,05$$

$$C^l = pt - OD$$

$$= \frac{15}{16} - \frac{3}{4} = 0,1875$$

Tube Side

$$OD = \frac{3}{4} \text{ In}$$

$$BWG = 18$$

$$a_0 = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$ID = 0,652$$

$$Pt = \frac{15}{16} \text{ triangulat pitch} = 0,9375$$

$$L = 6$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

4. Shell side (Fluida dingin)

$$a. A_s = \frac{ID \times C^l \times B}{144 \times pt}$$

$$= \frac{15 \frac{1}{4} \times 0,1875 \text{ ln} \times 3,05 \text{ ln}}{144 \times \frac{15}{16}}$$

$$= 0,0646 \text{ Ft}^2$$

4. Tube side (Fluida panas)

a. Luas aliran, at

$$at = \frac{Nt \times at^l}{144 \times n}$$

$$= \frac{160 \times 0,334 \text{ ln}^2}{144 \times 1}$$

$$= 0,3711 \text{ ft}^2$$

b. Laju alir massa shell (Gs)

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W_s}{a_s} \\ &= \frac{1950,6753 \text{ lb/jam}}{0,0646 \text{ ft}^2} \\ &= 30196,2121 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

b. Laju alir massa (Gt)

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W_t}{a_t} \\ &= \frac{260,0239 \text{ lb/jam}}{0,3711 \text{ ft}^2} \\ &= 700,6842 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold; NRes

$$N_{Res} = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

Pada TC = 249,8 °F

Di dapat sifat-sifat fluida panas

- Viskositas :

$$\mu = 0,7018 \text{ lb/ft.jam}$$

- Konduktifitas panas :

$$K = 0,071 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

- Kapasitas panas :

$$C = 0,53 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} N_{Res} &= \frac{0,0458 \text{ ft} \times 30196,2121 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,7018 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 1970,6277 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold ; NRet

$$N_{Ret} = \frac{D_i \times G_t}{\mu}$$

Pada tc = 202,4141

Didapat sifat-sifat fluida dingin

- Viskositas :

$$\mu = 0,363 \text{ lb/ft.jam}$$

- Konduktifitas panas :

$$K : 0,07 \text{ Btu/jam/ft}^2$$

- Kapasitas panas :

$$C = 0,5 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$N_{Res} = \frac{0,0453 \text{ ft} \times 1028,5756 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0363 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 1283,5983$$

- d. Koefisien perpindahan panas bagian luar ; h_o

$$h_o = JH \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Untuk $N_{Res} = 1970,6277$ dari

fig. 28 Kern di dapat $JH = 23$

$$h_o = (0,071/0,0458) \left(\frac{0,53}{0,071} \right)^{1/3} (1)$$

$$= 61,9248 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam :

$$h_{io} = 1500 \text{ btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

5. Koefisien perpindahan pans keseluruhan (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 61,9248}{1500 + 61,9248} = 59,4697 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

6. Faktor pergotor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - UD}{U_c \times UD} = \frac{59,4697 - 50}{59,4697 \times 50} = 0,0031 \text{ Psi}$$

R_d desain > R_d minimum = 0,0031, maka perancangan alat Reboiler memenuhi syarat yang digunakan.

7. Pressure Drop

- a. Shell side

$$N_{Res} = 1970,6277$$

$$f = 0,00048$$

$$S = 0,88$$

- a. Tube Side

$$N_{Res} = 1048,1309$$

$$f = 0,00048$$

$$(fig. 26)$$

$$S = 0,91$$

$$(fig. 6)$$

$$(N+1) = L/B \\ = 12/(24/7,8)$$

$$= 36,9231 \text{ ft}$$

$$\Delta ps = \frac{f \times Gs^2 \times DS(N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Dc \times s}$$

$$= \frac{0,00048 \times (1970,6277)^2 \times 1,2708 \times 36,9231}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0458 \times 0,88}$$

$$= 0,00002 \text{ Psi}$$

Δps_{hitung} ($\Delta ps_{maksimum}$ 2 Psi (aliran gas), maka desain reboiler memenuhi syarat untuk digunakan

$$1. \Delta pt = \frac{f \times Gs^2 \times L \times n}{5,22 \cdot 10^{10} \times D \times s}$$

$$= \frac{0,00048 \times (1048,1309)^2 \times 6 \times 1}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0453 \times 0,91}$$

$$= 0,000001 \text{ Psi}$$

Δpt_{hitung} ($\Delta pt_{maksimum}$ 2 Psi (aliran gas), maka desain reboiler memenuhi syarat untuk digunakan

2. Tekanan Reduce

$$\Delta pr = \frac{4n}{S} \times \frac{V^2}{2.gc}$$

$$V = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho}$$

$$= \frac{1048,1309}{3600 \text{ detik/jam} \times 62,43 \text{ lb/ft}^2}$$

$$= 0,005 \text{ ft/detik}$$

$$\Delta pr = \frac{4 \times 1}{0,91} \times \left(\frac{0,005}{2 \times 32,174} \right)^2$$

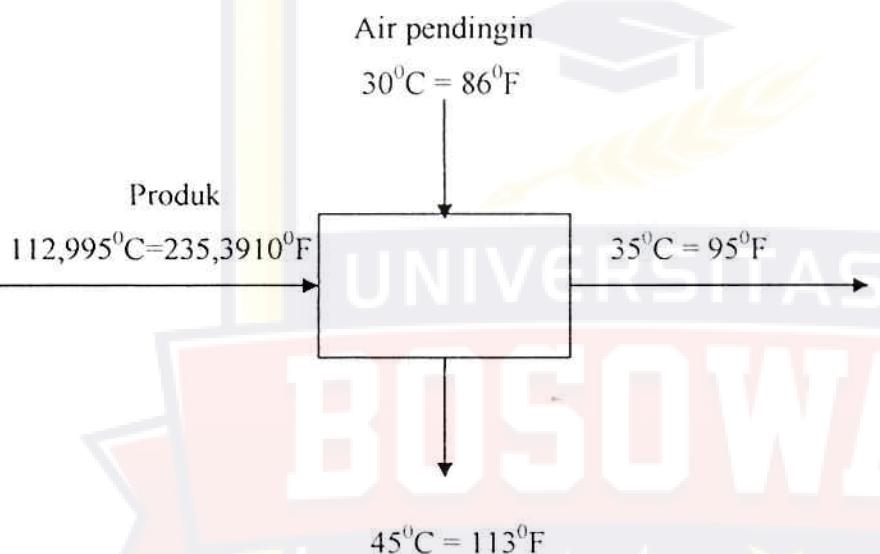
$$= 0,0000003 \text{ Psi}$$

8. COOLER

Kode Alat : E-323

Fungsi : Mendinginkan produk yang keluar dari reboiler sebelum ke UPL

Jenis : Shell dan Tube horizontal



Sesuai hasil perhitungan pada neraca panas :

- Kebutuhan panas, Q (beban cooler) = 242478,7269 kkal/jam
 = 962232,4438 btu/jam
- Kebutuhan air pendingin pada tube = 16165,2485 kg/jam
 = 35638,2725 lb/jam
- Aliran bahan pada sheel = 3099,5575 kg/jam
 = 6834,5243 lb/jam

1. Beda temperatur ($^{\circ}\text{F}$)

Fluida	Panas	Dingin	Selisih
Suhu tinggi	235,3910	113	122,391
Suhu rendah	95	86	9
Selisih	140,391	27	113,391

$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 - \Delta t_1)}$$

$$= \frac{122,391 - 9}{\ln(122,391/9)} = 43,4449^{\circ}\text{F}$$

$$2. \quad T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{235,3910 + 95}{2} = 165,1955^{\circ}\text{F}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{133 + 86}{2} = 99,5^{\circ}\text{F}$$

3. UD dan A

Sesuai tabel 8 Kern hal. 840. fluida panas (medium organics) dan jumlah dingin (H_2O).

Untuk harga UD = 50 – 125 btu/jam.ft². $^{\circ}\text{F}$

Dicoba = 80 btu/jam.ft². $^{\circ}\text{F}$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{962366,4438 \text{ Btu/jam}}{80 \text{ Btu/jam } ft^2 F \times 43,4449 F}$$

$$= 276,8543 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a_0 \times L} = \frac{276,8543 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2 / \text{ft} \times 12 \text{ ft}} = 117,5327$$

$$Nts = 118$$

$$\text{UD koreksi} = \frac{Nt \times UD}{Nts} = \frac{117,5327 \times 80 \text{ Btu/jam ft}^2 F}{118} = 76,6832$$

(Trial UD = 80 maka trial UD memenuhi)

shell side

$$IDs = 15 \frac{1}{4} \text{ in} = 1,2708 \text{ ft}$$

$$De = 0,73 = 0,0608 \text{ ft} \text{ (fig 28)}$$

$$B = IDs = 15 \frac{1}{4}$$

$$C = pt - 00$$

$$= 1 - \frac{3}{4} = 0,25 \text{ in}$$

Tube side

$$DO = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$BWG = 18$$

$$at = 0,334 \text{ in}^2$$

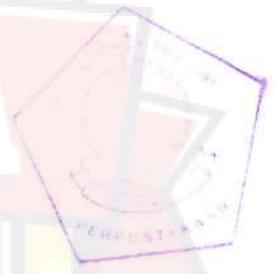
$$a_0 = 0,1963 \text{ ft}^2$$

$$pt = 1 \text{ in triangular pitch}$$

$$ID = 0,652 \text{ in} = 0,0543 \text{ ft}$$

$$L = 12$$

$$\text{Pass (n)} = 6$$



Evaluasi perpindahan panas

4. Shell side (fluida dingin)

a. luas aliran ; as

4. Tube side (fluida dingin) = air

a. Luas aliran ; at

$$as = \frac{ID \times c \times B}{144 \times pt}$$

$$= \frac{15\frac{1}{4} \times 0,25 \times 15\frac{1}{4} m}{144 \times 1}$$

$$= 0,4038 \text{ ft}^2$$

b. laju air massa shell (Gs)

$$Gs = \frac{Ws}{as}$$

$$= \frac{6834,5243 \text{ lb/jam}}{0,7038 \text{ ft}^2}$$

$$= 9710,8899 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan reynold, Nres :

$$NRes = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

Pada $T_c = 165,1955^\circ F$

Didapat sifat-sifat fluida panas

Viskoritas ; $\mu = 0,6074 \text{ lb/ft.jam}$

Konduktifitas panas ; $k = 0,071 \text{ Btu/jam ft}^2$

Kapasitas panas ; $c = 0,5 \text{ Btu/lb } ^\circ F$

$$Nres = \frac{0,0608 \text{ ft} \times 9710,8899 \text{ lb/jam ft}^2}{0,0674 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 9719,59170$$

$$at = \frac{Ntxat}{144 \cdot \pi}$$

$$= \frac{117,5327 \times 0,334 \text{ m}^2}{144 \times 6}$$

$$= 0,0454$$

b laju air massa tube (Gt)

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

$$= \frac{35638,2725 \text{ lb/jam}}{0,454 \text{ ft}^2}$$

$$= 784983,9758 \text{ lb/jam ft}^2$$

c. Bilangan reynold (Nret)

$$NRet = \frac{DexGt}{\mu}$$

pada $T_c = 99,5^\circ F$

viskositas ; $\mu = 1,815 \text{ lb/ft.jam}$

konduktifitas panas; $k=0,07 \text{ btu/jam ft}^2$

kapasitas panas; $c=0,44 \text{ btu/16}^\circ F$

$$Nret = \frac{0,0543 \text{ ft} \times 784983,9758 \text{ lb/jam ft}^2}{1,815 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 23484,6449$$

d. koefisien perpindahan panas bagian luar ; h_o

$$h_o = JH(k/De) \left[\frac{C \cdot \mu}{K} \right]^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

untuk $N_{res} = 9710,5917$ dari fig 28 kern

didapat $JH = 123$

$$h_o = 123 (0,071/0,0608) \left(\frac{0,5 \cdot 0,6074}{0,071} \right)^{1/3} \cdot (1)$$

$$= 233,1607 \text{ Btu/jam . ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

5. koefisien perpindahan panas keseluruhan (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{206,8754 \times 233,1607}{206,8754 + 233,1607} = 109,6165 \text{ Btu/jam . ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

6. faktor pengotor ; R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_o}{U_c x U_o} = \frac{109,6165 - 79,6833}{109,6165 \times 79,6833} = 0,003 \text{ psi}$$

R_d desain $< R_d$ maksimum = 0,01 maka rancangan alat memenuhi syarat untuk digunakan

R_d desain $> R_d$ minimum = 0,0030 maka perancangan cooler dapat digunakan

7. Pressure drop

a. Shell side

$$N_{res} = 9719,59170$$

$$f = 0,00028 \quad (\text{fig.29})$$

$$s = 0,91 \quad (\text{fig.6})$$

$$(N + 1) = 12 \times (L/B)$$

$$= 12 \times (12/15,25)$$

$$= 9,4426 \text{ ft}$$

$$\Delta ps = \frac{1}{2} \frac{f \cdot Gs^2 \cdot Ds \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Ds \cdot S}$$

$$\frac{1}{2} \frac{0,00083 \times (9719,5917) \times 1,27 \times 9,4426}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,91}$$

$$= 0,00005 \text{ psi}$$

Δps hitung (Δps maksimum = 2 psi

(aliran gas) maka desain cooler memenuhi

syarat untuk digunakan.

a. Tube side

$$N_{res} = 784983,9758$$

$$f = 0,000087 \quad (\text{fig.26})$$

$$s = 0,94 \quad (\text{fig.6})$$

$$1. \Delta pt = \frac{fxGt^2xLxn}{5,22 \cdot 10^{10} x D x 5}$$

$$\frac{0,000087 \times (784983,9758)^2 \times 12 \times 6}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0543 \times 0,94}$$

$$= 1,4487 \text{ psi}$$

2. Tekanan Reduce

$$\Delta ps = \frac{4r}{S} \times \frac{V^2}{2 \cdot gc}$$

$$V = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho}$$

$$= \frac{784983,9758}{3600 dtk/jam \times 62,43 lb/ft^3}$$

$$= 3,4927 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta pr = \frac{4 \times 6}{0,94} \times \left(\frac{3,4927}{2 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,0752 \text{ psi}$$

$$\Delta PT = \Delta PT + \Delta pr$$

$$= 1,4487 + 0,0752$$

$$= 1,5239 \text{ psi}$$



9. KONDENSOR

Kode Alat : E - 324

Fungsi : Mengkondensasikan produk atas destilasi

Jenis : Shell dan tube horisontal

Kondisi :

Suhu produk masuk = $47,28^{\circ}\text{C}$ = $117,104^{\circ}\text{F}$

Suhu produk keluar = $47,20^{\circ}\text{C}$ = $117,104^{\circ}\text{F}$

Suhu air pendingin masuk = 30°C = 86°F

Suhu air pendingin keluar = 45°C = 113°F

Data dari neraca panas :

Q (Beban kondensor) = 3773,2769 kkal/jam

= 14973,3210 Btu/jam

Aliran air pendingin pada tube = 251,5518 kg/jam

= 554,5761 lb/jam

Aliran produk pada shell = 3176,4792 kg/jam

= 7002,9296 lb/jam

1. Beda temperatur ΔT

Fluida	Panas	Dingin	Selisih
Suhu tinggi	117,104	113	4,104
Suhu rendah	117,104	86	31,104
Selisih	0	27	27

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}}$$

$$= \frac{31,104 - 4,104}{\ln \frac{31,104}{4,104}}$$

$$= 13,3309^{\circ}\text{F}$$

2. Selisih temperatur (Δt)

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{117,104 - 117,104}{113 - 27}$$

$$= 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_2}$$

$$= \frac{113 - 86}{117,104 - 86}$$

$$= 0,8681$$

3. U_D dan A

Sesuai tabel Kern dan Kern hal. 840 untuk fluid panas gas dan fluid dingin air

adalah $U_D = 20-50 \text{ Btu/jam ft}^{20}\text{F}$

Trial $U_D = 40 \text{ Btu/jam ft}^{20}\text{F}$

Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{14973,3210}{40 \times 13,3309}$$

$$= 28,0801 \text{ ft}^2$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi = (Kern tabel 10 hal. 843)

Odt = $\frac{3}{4}$ in

BWG = 16

Idt = 0,62 in = 0,0517 ft

L = 10 ft

at = 0,302 m²

a¹¹ = 0,1963 ft²/ft

$$\text{Jlh tube : } N_t = \frac{A}{a^{11} \times L}$$

$$= \frac{28,0801 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^3 \times 10 \text{ ft}}$$

$$= 14,3047$$

Dari tabel Kern hal 842 dipilih nilai yang mendekati 14 buah dengan spesifikasi

ID_{sel} = 12 in

Nt = 14

Pases = 2

Pt = 1½ OD tube 1⁷/₈ in triangular patch

Aterkoneksi = Nt x L x a¹¹

$$= 14 \times 10 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 27,482 \text{ ft}^2$$

U_D terkoreksi = $\frac{Q}{A_{terkoneksi} \times \Delta t}$

$$= \frac{14973,3210}{27,482 \text{ ft}^2 \times 13,3309}$$

$$= 40,8705$$

4. Tube side (fluida dingin)

a) Luas aliran; at

$$At = \frac{Nt \times at}{144 \times n}$$

$$= \frac{14 \times 0,302}{144 \times 2} \\ = 0,0146 \text{ ft}^2$$

b) Kecepatan massa; Gt

$$Gt = \frac{W}{at} \\ = \frac{554,5761 \text{ lb/jam}}{0,0146 \text{ ft}^3} \\ = 37984,6644 \text{ lb/jam . ft}^2$$

c) Bilangan Reynold; NRc :

$$\text{Pada } tc = \frac{86 + 113}{2} = 99,5^\circ F \text{ didapat sifat-sifat fisika air :}$$

$$\text{Viskositas} = \mu = 1,815 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Konduktivitas} = k = 0,3625 \text{ Btu/jam . ft}^2 (\text{ }^\circ\text{F/ft})$$

$$\text{Kapasitas panas C} = 1,0 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$NRc = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 37984,6644 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2}{1,815 \text{ lb/ft jam}}$$

$$= 1081,9874$$

d) Koefisien perpindahan panas bagian dalam; hi:

untuk $NR_{ct} = 1081,9874$ dari fig 28 Kern didapat $JH = 18$

$$h_i = 18 \left(\frac{0,3625}{0,09} \right) \left(\frac{1 \times 1,815}{0,3625} \right)^{1/3} \quad (1)$$

$$= 124,0302 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^{20}\text{F}$$

$$h_{i(0)} = h_i \times (10^3 / \rho_D)$$

$$= 124,0302 \times (0,62/0,75)$$

$$= 102,5316 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

5. Shell side (fluid panas)

a. Luas aliran; a_5

$$a_5 = \frac{I_D \cdot C^T B}{144 \cdot PT}$$

dimana : $C^1 = \text{PT-OD} = 1 - \frac{3}{4} = 0,25$ In

$$B = 0.2 \times ID$$

= 2,4 ln

12×0.25×24

$$a_5 = \frac{12 \times 0,25 \times 2,4}{144 \times 1}$$

$$= 0.05 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan mass ; G_5 :

$$G_5 = \frac{W}{a_5}$$

$$= \frac{7002,9296 \text{ lb/jam}}{0,05}$$

$$= 140058,592 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Kecepatan massa kondensasi (G^{II})

$$G^{II} = \frac{W}{L \cdot Nt^2}$$

$$= \frac{7002,9296}{10 \text{ ft} \cdot 14^2}$$

$$= 120,557 \text{ lb/jam.ft}$$

c. Bilangan Reynold ; NRe :

$$NRe = \frac{Dc \cdot G_s}{\mu}$$

Dimana; Dc = Diameter ekuivalen shell = 1,08 in = 0,09 ft

(fig. 28 Kren hal. 838)

Pada $T_c = 117,104^\circ\text{F}$; didapat viskositas uap $\mu = 0,31$ Cp = 0,7502 lb/ft.jam

$$NRc = \frac{0,09 \text{ ft} \times 140058,592 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,7502 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 16802,5504$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar; h_o

$$h_o = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

untuk $NRc = 16802,5504$ dari fig 28 Kern diperoleh faktor $JH = 67$

$$T_c = 117,104^\circ\text{F}$$

$$k = 0,095 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

$$c = 0,65 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,7502 \text{ lb/jam.ft}$$

$$h_O = 67 \left(\frac{0,095}{0,09} \right) \left(\frac{0,65 \times 0,7502}{0,095} \right)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$= 109,4921$$

6. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih ; U_c

$$U_c = \frac{h_{i_O} \times h_o}{h_{i_O} + h_o}$$

$$= \frac{102,5316 \times 109,4921}{102,5316 + 109,4921}$$

$$= 52,9488 \text{ Btu/jam.ft}^{20}\text{F}$$

7. Faktor pengotor; R_d :

$$R_d = \frac{U_c - U_p}{U_c \times U_p} = \frac{52,9488 - 40,8705}{52,9488 \times 40,8705}$$

$$\therefore = 0,006$$

R_d desain > $R_d_{min} = 0,006$ maka perancangan condensor dapat digunakan

8. Pressure Drop

a) Tube side

$$1. \Delta p_t = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5,22 \cdot 10^{10} \times D \times S}$$

dari fig 26 Kern untuk $N_{Ret} = 1081,9874$

diperoleh harga:

$$f = 0,0005 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$L = \text{Panjang tube} = 10 \text{ ft}$$

$$D = \text{Diameter dalam tube} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$S = \text{Spesifikasi grafik} = 0,9692$$

$$n = \text{Jumlah passes} = 2$$

maka :

$$\Delta P_t = \frac{0,0005 \times 37984,664^2 \times 10 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 0,9692}$$

$$= 0,005 \text{ Psi}$$

2. Penurunan tekanan akibat pass aliran :

$$\Delta P_t = \frac{4n}{S} \times \frac{V^2}{2,9c}$$

$$V = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho} = \frac{37984,6644}{3600 \cdot 62,43}$$

$$= 0,1690 \text{ Ft/detik}$$

$$\text{Maka } \Delta P_r = \frac{4 \times 2}{0,9692} \times \frac{0,1690^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0037$$

$$\Delta P_t = 0,006 + 0,0037 = 0,0097 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{\text{hitung}} < \Delta P_{\text{max}} = 10 \text{ Psi}$, maka desain condensor memenuhi syarat

b) Shell side :

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_c \cdot S} \right)$$

Dari fig 29 Kern untuk NRcs = 16802,5504 dipereoleh faktor friksi f = 0,002
 ft^2/in

$$N + 1 = 12 \times \left(\frac{L}{D_s}\right)$$

$$= 12 \times \left(\frac{10}{2,4}\right)$$

$$= 50$$

$$D_s = \text{Diameter dalam shell} = 12 \text{ in} = 1 \text{ ft}$$

$$D_c = \text{Diameter ekuivalen shell} = 1,08 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$S = \text{Spesifik graffiti} = 1,0$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{1}{2} \left(\frac{0,002 \times 140058,592^2 \times 1 \times 12}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,09 \times 1,0} \right) \\ &= 0,0052 \end{aligned}$$

$\Delta P_{s\text{hitung}} < \Delta P_{s\text{max}} = 2,0 \text{ Psi}$, maka desain condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

10. AKUMULATOR DESTILASI

Kode Alat : AC - 325

Fungsi : Menampung sementara produk destilasi yang keluar dari kondensor destilasi

Tipe : Silinder horizontal



$$\text{Laju alir massa ; } m = D + L$$

$$= (2291,6658 + 807,1068) \text{ kg/jam} = 3098,7689 \text{ kg/jam}$$

$$= 6831,6160 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Destilasi campuran ; } \rho_{\text{mix}} = 1,0840 \text{ kg/m}^3$$

$$= 17,3635 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Waktu tinggal ; } f = 20 \text{ menit} = 0,3333 \text{ jam}$$

1. Volume tangki ; Vt :

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{m \times t}{\rho}$$

$$= \frac{6831,6160 \text{ lb/jam} \times 0,3333 \text{ jam}}{17,3635 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 131,1359 \text{ ft}^3$$

tangki dirancang dengan kondisi :

- a) 85% dari volume tangki terisi
 b) Dipilih perbandingan panjang (H) = 2D

Maka volume tangki ; V_t :

$$V_t = \frac{131,1359 \text{ ft}^3}{0,85}$$

$$= 154,2775 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi tangki :

Volume tangki : volume silinder + volume tutup

$$\text{Volume silinder} ; V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot H \quad (H = 1,5 D)$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5 D)$$

$$= 0,375$$

Volume Clipsodal ; $V_h = (\pi/12) D^3$ (Brownwill dan Young hal. 50 untuk rasio jari-jari (a) dan tinggi tutup (b) : 2 : 1)

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= \frac{3}{4} \pi D^3 + (\pi/12) D^3 \\ &= \left(\frac{10}{12}\right) \pi D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter tangki} ; D = \left(\frac{12 V_t}{10 \pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{12 \times 154,2775 \text{ ft}^3}{10 \times 3,14} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 3,8921 \text{ ft} (1,186 \text{ m}) \rightarrow 1,2 \text{ m}$$

Tinggi silinder ; $H = 2 D$

$$= 2 \times 3,8921 \text{ ft}$$

$$= 7,7842 \text{ ft} (2,3726 \text{ m}) \rightarrow 2,4 \text{ m}$$

3. Tebal dinding tangki ; t_s

Untuk internal pressure, tebal dinding (shell) dihitung dengan pers. 13-1 Brownell dan Young hal. 254

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

Dimana : P = Tekanan desain ; Psi

r = Jari-jari tangki ; In

$$= \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} (3,9821 \text{ ft}) = 1,9461 \text{ ft} \times 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}} = 23,35 \text{ in}$$

f = Tegangan yang diizinkan bahan konstruksi ; Psi

E = Efisiensi penjelasan

C = Faktor korosi diambil $1/8$ In ($0,125$ In)

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

$$P_{\text{hidrostatis}} = \rho \times 9/9c \times h_L$$

$$h_L = \left(\frac{12 \times V}{10 \times \Pi} \right)^{1/3} = \left(\frac{12 \times 131,1359}{10 \times 3,14} \right)^{1/3}$$

$$= 3,6867 \text{ ft}$$

maka :

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatis}} &= 17,3635 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{32,2}{32,174} \times 3,6867 \text{ ft} \\ &= 64,0657 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 0,4431 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$P_{\text{desain}} = (14,7 + 0,443) \text{ Psi} = 15,1431 \text{ Psi}$$

Bahan konstruksi yang digunakan carbon steel SA 135 grade B dengan nilai F = Psi (tabel 13.1 hal. 251, Brownell dan Young) dan diambil penjelasan tipe double-welded butt joint.

$$E = 80\% \text{ (tabel 12.1 hal. 254 Brownell dan Young)}$$

Maka :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{15,1431 \text{ Psi} \times 23,35 \text{ in}}{12750 \times 0,80 - 0,6 \times 15,1431} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1597 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tabel plate standar : $\frac{3}{16}$ In (0,48 cm)

4. Tebal tutup head (tutup)

Dirancang tutup accumulator tipe ellipsoidal.

Tebal tutup dihitung dengan menggunakan pers. 7.57 (Brownell dan Young hal. 133).

$$t_h = \frac{P \cdot d \cdot V}{2f \cdot E - 0,2P} + C$$

Dimana :

P = Tekanan desain ; Psi

$$= 15,1431 \text{ Psi}$$

d = Diameter tangki ; in

$$= 3,8921 \text{ ft} \times \frac{12 \text{ in}}{1 \text{ ft}} = 46,7052 \text{ in}$$

f = Tegangan yang diizinkan bahan konstruksi ; Psi

E = Efisiensi penjelasan

C = Faktor korosi diambil 1/8 in (0,125 in)

V = Faktor intensifikasi tegangan

k = $\frac{a}{b}$ untuk tipe ellipsoidal, ratio tinggi tutup (a) dengan jari-jari tangki (b) = (2.1) $\rightarrow k = \frac{2}{1} = 2$

$$V = \frac{1}{6} (2 + 2^2) = 1$$

Kondisi bahan konstruksi dan tekanan desain tutup atas sama dengan shell (dinding)

Maka :

$$t_h = \frac{15,1431 \text{ Psi} \times 45,7052 \text{ in} \times 1}{2 \times 12750 \text{ Psi} \times 0.80 - 0,2 \cdot 1251431 \text{ Psi}}$$

$$= 0,0347 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat standar : $\frac{1}{4}$ in

11. TANGKI PENAMPUNGAN ASETALDEHID

Kode : F-400

Fungsi : Menampung produk asetaldehid

Jenis/Tipe : Silinder vertikal dengan tutup atas dishead dan tutup bawah plat

Kondisi penyimpanan bahan :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

1. Volume Tangki; V_t :

Dari perhitungan neraca massa diketahui produk asetaldehid :

Laju alir massa; m = 2291,6667 kg/jam = 5052,2542 lb/jam

Densitas ρ_{mix} = 631,43 Kg/m³ = 39,42 lb

Volume bahan untuk 2 hari penyimpanan ; (2 hari = 48 jam)

$$\begin{aligned} &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{5052,2542 \text{ lb/jam} \times 48 \text{ jam}}{39,42 \text{ lb}} \\ &= 6151,9077 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tangki dirancang dengan ketentuan dengan :

- 90 % dari volume tangki terisi larutan
- Perbandingan tinggi (H) = 1,5 diameter (ID)

$$\begin{aligned}
 \text{Maka volume tangki : } V_t &= \frac{6151,9077 \text{ ft}^3}{0,90} \\
 &= 6835,453 \text{ ft}^3 \times \frac{1 \text{ m}^3}{25,314 \text{ ft}^3} \\
 &= 270,0266 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Dimensi Tangki

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup}$$

$$\text{Volume silinder} \quad V_s = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H \quad (H = 1,5 D)$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 (1,5 D) \\
 &= 0,375 \pi D^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup ; } V_h = 0,000049 D^3 \quad \dots \quad \text{Pers. 5.11 hal. 88 Brownell \& Young}$$

$$\text{Maka : } V_t = V_s + V_h$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,375 \pi D^3 + (0,000049 D^3) \\
 &= 1,1775 D^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter tangki ; } D = \left(\frac{V_t}{1,1775} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{6835,453 \text{ ft}^3}{1,1775} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 17,9722 \text{ ft} \times \frac{1 \text{ m}}{3,281 \text{ ft}}$$

$$= 5,4776 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Silinder; } H = 1,5 D$$

$$= 1,5 \times 17,9722 \text{ ft}$$

$$= 26,9583 \text{ ft} \times \frac{1 \text{ m}}{3,281}$$

$$= 8,2165 \text{ m}$$

Tinggi silinder ; $H = 1,5 D$

$$= 1,5 \times 17,9722 \text{ ft}$$

$$= 26,9583 \text{ ft} \times \frac{1 \text{ m}}{3,281}$$

$$= 8,2165 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki ; h_L

$$h_L = \frac{4 V}{\pi D^2} \quad (\text{V} = \text{volume bahan dalam tangki})$$

$$= \frac{4 \times 6835,453}{3,14 \times (17,9722)^2}$$

$$= 26,9585 \text{ ft}$$

3. Tebal dinding tangki ; ts

Untuk internal pressure, tebal dinding (shell) dihitung dengan pers. 113 – 1

Brownell & young hal 254

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

dimana : p = Tekanan desain ; psi

r = Jari-jari tangki ; in

$$= \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} 17,9722 \text{ ft} = 8,9861 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft}$$

$$= 107,8332 \text{ in}$$

f = Tegangan yang diizinkan bahan kontruksi ; psi

E = effisiensi pengelasan

C = faktor korosi diambil 1/8 in (0,125 in)

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

$$P_{\text{hidrostatis}} = \rho \times \frac{g}{gc} \times hl$$

$$= 39,42 \times \frac{32}{32,174} \times 26,9585$$

$$= 1056,9569 \text{ lbf/ft}^2 \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

$$= 7,340 \text{ psi}$$

Jadi :

$$P_{\text{desain}} = 14,7 + 7,340$$

$$= 22,04 \text{ psi}$$

Bahan kontruksi yang digunakan Stainless steel SA – 209 Grade T dengan nilai $f = 13750 \text{ psi}$ (appendix D item 4. hal 342 Brownell & Young) dan diambil pengelasan tipe double – welded butt joint $E = 80 \%$ (tabel 13.2 hal 254) Brownell & Young)

Maka :

$$ts = \frac{22,04 \text{ psi} \times 107,8332 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,6 \times 22,04} + 0,125$$

$$= 0,3413 \text{ in}$$

Digunakan tebal plate shell standar = 3/8 in = 0,9525 cm

4. Tebal tutup atas

Tebal tutup atas (standar dishead) dihitung dengan menggunakan pers. (13.12)

Brownell & Young hal. 258

$$th = \frac{0,885 \cdot p \cdot Ic}{f \cdot E - 0,1 \cdot p} + C$$

dimana :

P = tekanan desain ; psi

Rc = Crown radius ; in

f = tegangan yang diizinkan bahan kontruksi ; psi

E = effisiensi pengelasan

C = faktor korosi = 0,125 in

IC = OD shell = ID shell + 2 . ts

$$= (17,9722 \text{ ft} \times 12 \text{ in}/\text{ft}) + (2 \times 3/8 \text{ in})$$

$$= 216,0414 \text{ in}$$

Bahan kontruksi tutup sama dengan shell :

Maka :

$$th = \frac{0,885 \times 22,04 \text{ psi} \times 216,0414 \text{ in}}{13750 \times 0,80 - 0,1 \times 22,04} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,5082 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat tutup standar = $\frac{1}{2} = 1,27 \text{ cm}$

5. Tebal tutup bawah

Tebal tutup bawah (plat standar) dihitung dengan menggunakan pers. 316 hal 45

Brownell & Young.

$$tp = \frac{P \cdot d}{2 f \cdot E} + C$$

dimana : P = tekanan desain ; psi

d = diameter dalam shell ; in

$$= 17,9722 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft} = 215,6664 \text{ in}$$

f = tegangan yang diizinkan bahan kontruksi ; psi

E = effisiensi pengelasan

C = faktor korosi

Bahan kontruksi untuk plat tutup bawah sama dengan shell.

Maka :

$$tp = \frac{22,04 \text{ psi} \times 215,6664 \text{ in}}{2 \times 13750 \times 0,80} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,3411 \text{ in}$$

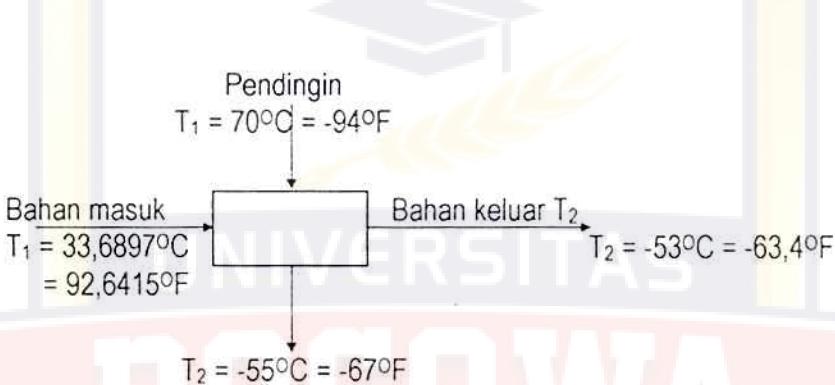
digunakan tebal tutup standar 3/8 in = 0,9525 cm

12. KONDENSOR

Kode Alat : E - 312

Fungsi : Untuk mengkondensasikan uap yang keluar dari separator

Jenis : Shell dan tube horizontal



1) Beda temperatur (°F)

Fluida	Panas	Dingin	Selisih
Suhu tinggi	92,6415	-63,4	156,0415
Suhu rendah	-67	-9,4	27
Selisih	25,6415	-30,6	129,0415

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}}$$

$$= \frac{156,0415 - 27}{\ln \frac{156,0415}{27}}$$

$$= 73,5579^{\circ}\text{F}$$

Sesuai hasil perhitungan neraca panas :

$$\begin{aligned} \text{Beban panas condensor } Q &= 146980,3262 \text{ kkal/jam} \\ &= 583255,2627 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Rate fluid panas (bahan) pada shell

$$W = 3830,8135 \text{ kg/jam}$$

2) UD dan A,

Sesuai tabel 8 Kern hal. 840 untuk fluid panas medium organik dan fluid dingin.

Air; diketahui : $U_D \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

Trial $U_D = \text{Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{583255,2627}{20 \times 73,5579} = 396,4600 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Dirancang dengan menggunakan tube dengan spesifikasi; (Kern tabel 10 hal. 843)

OD : $\frac{3}{4}$ in

BWG : 18

a_o : $0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

l_D : $0,652 \text{ ln} = 0,0543 \text{ ft}$

a_t : $0,334 \text{ in}$

L : 18 ft

$$\begin{aligned} Jlh \text{ tube ; } Nt &= \frac{A}{a_0 \times L} \\ &= \frac{396,46 \text{ ft}}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}^X} \\ &= 112,2035 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern hal. 842 nilai yang mendekati Nt diatas adalah; untuk UD $\frac{3}{4}$ in dan pitch priangular (P_t) = $1\frac{15}{16}$ in di dapat :

$$ID \text{ shell} = 13\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$Nt = 114$$

$$Passes = 2$$

$$Akoneksi = Nt \times L \times a_0$$

$$\begin{aligned} &= 114 \times 18 \text{ ft}^X 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 402,8076 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D \text{ koneksi} = \frac{Q}{A_{koneksi} \times \Delta t}$$

$$= \frac{583255,2627}{402,8076 \times 73,5579}$$

$$= 19,6848$$

3) Tube Side (fluid dingin)

a) Luas aliran; a_t

$$a_t = \frac{Nt \times a_t}{144 \times n}$$

$$= \frac{114 \times 0,334}{144 \times 2}$$

$$= 0,1322 \text{ ft}^2$$

b) Kecepatan massa; $G_t : \frac{W}{a_t}$

$$G_t = \frac{19884,3745 \text{ lb/jam}}{0,1322 \text{ ft}^2}$$

$$= 150411,3048 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c) Bilangan reynold ; Nret

$$\text{Pada } tc = \frac{-94 + -67}{2} = -85^\circ\text{F}$$

$$\text{Viskositas NH}_3 = \mu = 0,0065 \text{ Cp} \times 2,24 \text{ lb/jam.f/Cp}$$

$$= 0,0146 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$K = 0,0094 \text{ Btn/jam.ft}^2$$

$$C = 0,47 \text{ Btn/lb.F}$$

$$\text{Maka NRet} = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$= \frac{0,0543 \times 150411,3048}{0,0146}$$

$$= 559406,4281$$

d) Koefisiensi perpindahan panas bagian dalam; $hi :$

$$hi = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 900 \left(\frac{0,0094}{0,0543} \right) \left(\frac{0,47 \times 0,0146}{0,0094} \right)^{1/3} \cdot 1 \\ = 140,2851$$

$$H_{iO} = h_i \times \left(\frac{D}{OD} \right)$$

$$= 140,2851 \times \frac{0,652}{0,75} \\ = 121,9545$$

4) Shell side (fluid panas)

a) Luas aliran, a_s

$$a_s = \frac{I_D \cdot C^l \cdot B}{144 \cdot PT}$$

dimana : $C^l = PT - OD$

$$= \frac{15}{16} - 0,75$$

$$= 0,1875$$

$$B = 0,2 \cdot ID_S$$

$$= 2,65$$

$$\text{maka } a_s = \frac{13 \frac{1}{4} \times 0,1875 \times 2,65}{144 \times \frac{15}{16}}$$

$$= 0,0488 \text{ ft}^2$$

b) Kecepatan massa; G_5 :

$$G_5 = \frac{W}{a_5} = \frac{8445,4881}{18 \times 114^2} = 173063,2807 \text{ lb/jam ft}^2$$

Kecepatan mass kondensasi (G^{11})

$$G^{11} = \frac{W}{L \cdot Nt^2} = \frac{8445,4881}{18 \times 114^2} = 19,9564 \text{ lb/jam.ft}$$

c) Bilangan Reynold; NRe :

$$NRe_5 = \frac{De \cdot G_5}{\mu}$$

Dimana : De = Diameter ekuivalen, Shell = 0,55 in = 0,0458 ft

$$Pd T_c = \frac{92,6415 + (-63,4)}{2} = 29,2415^\circ F$$

Dari Fig. 15 Kern diperoleh :

$$\begin{aligned} \mu &= 0,0133 \text{ Cp} \times 2,42 \frac{\text{lb/jam.ft}}{\text{Cp}} \\ &= 0,0322 \text{ lb/jam.ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NRe_5 &= \frac{Dc \times G_5}{\mu} \\ &= \frac{0,0458 \text{ ft} \times 173063,2807 \text{ lb/jam ft}^2}{0,0327 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 242394,4421 \end{aligned}$$

d) Koefisien perpindahan panas; h_o

Untuk NRe_5 di atas diperoleh nilai $JH = 310$ (fig 20 Kern)

Untuk $T_c = 14,6208^{\circ}\text{F}$

$$K = 0,07 \text{ Btu/jam ft} \quad Dc = 0,55$$

$$C = 0,78$$

$$\begin{aligned} h_o &= JH \left(\frac{K}{D} \right) \left(\frac{C \times \mu}{\mu} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4} \\ &= 310 \left(\frac{0,07}{0,458} \right) \left(\frac{0,78 \times 0,0322}{0,07} \right)^{1/3} (1) \\ &= 33,6676 \end{aligned}$$

5) Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih; U_c :

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{t_o} \times h_o}{h_{t_o} + h_o} = \frac{121,9545 \times 33,6676}{121,9545 + 33,6676} \\ &= 26,3839 \text{ Btu/jam ft}^2 {}^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

6) Faktor pengotor; Rd :

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{U_c - U_p}{U_c \times U_p} = \frac{26,3839 - 19,6848}{26,3839 \times 19,6848} \\ &= 0,012 \\ &= 0,01 \end{aligned}$$

Rd desain < Rd max = 0,01 maka perancangan alat memenuhi syarat untuk digunakan

Rd desain = 0,01 maka perancangan kondensor dapat digunakan

7) Resume Drop

a) Tube side; PT

1. ΔP_t

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot D t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \times D s}$$

Dari fig 26 kern untuk NRet = 559406,4281 di dapat :

Faktor friksi $f = 0,00015 \text{ ft}^2/\text{In}^2$

L = panjang tube : 18 ft

D = Diameter dalam tube : 0,0543 ft

S = Spesifik grafik : 0,91

n = Jumlah passes : 2

maka :

$$\begin{aligned}\Delta P_t &= \frac{0,00015 \times 150411,3048^2 \times 18 \text{ ft} \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0543 \times 0,91} \\ &= 0,0474 \text{ Psi}\end{aligned}$$

2. Tekanan Reduce

$$\Delta P_r = \frac{4n}{S} \times \frac{V^2}{2g_c} \times \frac{62,5}{144} \text{ Psi}$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,034 \quad (\text{fig. 29 Kern})$$

$$= \frac{4 \times 2}{0,91} \times 0,034 \times \frac{62,5}{144}$$

$$= 0,1297 \text{ Psi}$$

ΔP_t dihitung < $\Delta P_{t\max} = 10 \text{ Psi}$ maka desain condensor memenuhi syarat untuk digunakan

b) Shell side

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left(\frac{f \times G_s^2 \cdot D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} D_c \cdot S} \right)$$

dari fig 29 untuk $NRe_s = 242394,4421$ didapat faktor :

$$\text{friksi } f = 0,0012 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$N+1 = 12 \times \left(\frac{1}{18}\right)$$

$$= 12 \times \left(\frac{18}{2,65}\right)$$

$$= 81,5094$$

$$D_s = \text{Diameter dalam shell} = 1,1042 \text{ ft}$$

$$D_c = \text{Diameter ekuivalen shell} = 0,0458 \text{ ft}$$

$$S = \text{Spesifik grafik} = 0,94$$

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left(\frac{0,0012 \times 173063,2807^2 \times 1,1042 \times (81,5094)}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0458 \times 0,94} \right)$$

$$= 1,4394$$

$\Delta P_{s\text{hitung}} < \Delta P_{s\text{max}} = 2,0 \text{ Psi}$, maka desain condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

13.TANGKI PENCAMPUR

Kode Alat : M = 120

Fungsi : Untuk mencampur larutan katalis tereduksi dari produk bottom reactor dengan produk top separator

Jenis/Type : Tangki Silinder Vertikal yang dilengkapi dengan pengaduk.

Laju Alir Massa ; $M = 141665,470 \text{ kg/jam} = 312318,5291 \text{ lb/jam}$

Densitas ; $\rho_{\text{mix}} = 1010,2422 \text{ kg/m}^3 = 63,0692 \text{ lb/ft}^3$

Waktu tanggal ; $t = 30 \text{ menit} = 0,5 \text{ jam}$

1. Volume Tangki ; V_t

Volume larutan dalam Tangki :

$$\begin{aligned} V &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{3123185291 \text{ lb/jam} \times 0,5}{63,0692 \text{ ft}^3} \\ &= 2475,9988 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tangki dirancang dengan kondisi

- a) 85 % dari volume Tangki terisi larutan
- b) dipilih perbandingan tinggi (H) = 1,5 diameter

maka volume Tangki ; $V_t =$

$$V_t = \frac{2475,9988 \text{ ft}^2}{0,85}$$

$$= 2919,9398 \text{ ft}^2$$

2. Dimensi Tangki

Volume Tangki = Volume Silinder + volume tutup

$$\begin{aligned} \text{Volume Silinder ; } V_s &= \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot H & H &= 1,5 D \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5 D) \\ &= \frac{1}{4} \pi D^3 \cdot 1,5 \\ &= 0,375 \pi D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume Tutup ; } V_t = 0,000049 D^3 \dots \dots \text{(pers 5.11 hal 88 Brownel & Young)}$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= 0,375 \pi D^3 + 2 (0,000049 D^3) \\ &= 1,1776 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Tangki ; } D &= \left(\frac{V_t}{1,1776} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left(\frac{2912,9398}{1,117} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 13,5242 \text{ ft} \\ &= 4,1222 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi silinder ; $H = 1,5 D$

$$= 1,5 \times 13,5242 \text{ ft}$$

$$= 20,2863 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki ; h_L :

$$h_L = \frac{4 v}{\pi D^2}$$

$$= \frac{4 \times 2475,9988 \text{ ft}^3}{3,14 \times (13,5242 \text{ ft})^2}$$

$$= 17,2448 \text{ ft}$$

Tebal dinding tangki ; t_s :

Untuk internal pressure, tebal dinding shell dihitung dengan persamaan 13 – 1

Brownell & Young hal. 254

$$t_s = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6 p} + C$$

Dimana :

P : Tekanan desain ; psi

r : Jari-jari Tangki ; in = $\frac{1}{2} D$

f : Tegangan yang diizinkan bahan kontruksi ; psi

E : Effisiensi pengelasan

C : faktor korosi diambil = 1/8 in (0,125 in)

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g/c \times hL$$

$$= 63,0692 \text{ lb/ft}^2 \times \frac{\frac{32,2 \text{ ft} / dtk}{lbm}}{\frac{32,174 \text{ ft}}{lbf} \frac{lbf}{dtk}} \times 17,2448 \text{ ft}$$

$$= 1088,4946 \text{ lb/ft}^3 \times$$

$$= 7,5590 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= (14,7 + 7,5590) \text{ psi} \\ &= 22,259 \text{ psi} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi yang digunakan stainless steel SA – 209 grade T.

$$f = 13750 \text{ psi}$$

$$t = 80 \% \text{ (pengelasan tipe double – welded butt joint)}$$

$$ts = \frac{22,259 \text{ psi} \times 81,1452 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,6 \times 22,259} + 0,125 \times in$$

$$= 0,2894 \text{ in}$$

Digunakan tebal plate standar = 5/16 (0,3125 in) = 0,7938 cm

4. Tebal Tutup Bawah dan Atas

Tebal tutup bawah (standar dished) dihitung dengan menggunakan persamaan

13 – 12 Brownell & Young hal. 258.

$$Th = \frac{0,885 \cdot p \cdot r \cdot c}{f \cdot E - 0,1 \cdot p} + C$$

Dimana :

P = tekanan desain ; p

r_c = Crown radius ; in

f = tegangan yang diizinkan bahan kontruksi ; psi

E = effisiensi pengelasan

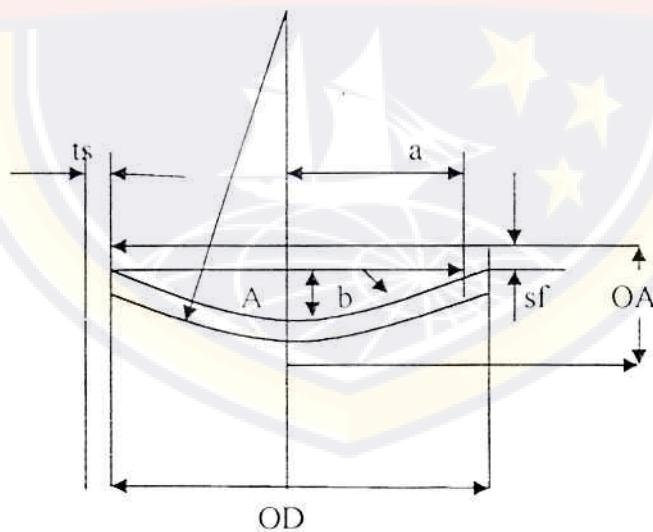
C = faktor korosi = 0,125 in

$$\begin{aligned}
 r_c &= OD \text{ shell} = ID \text{ shell} + 2 \cdot ts \\
 &= (13,5242 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft}) + (2 \times 5/16 \text{ in}) \\
 &= 162,9154 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Bahan kontruksi tutup sama dengan shell

$$\begin{aligned}
 \text{Maka : } th &= \frac{0,885 \times 22,259 \text{ psi} \times 162,9154 \text{ in}}{2 \times 13750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,1 \times 22,259 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,2709 \text{ in}
 \end{aligned}$$

digunakan tebal plat tutup standar = 5/16 (0,3125 in) = 0,7938 cm



Desain penutup berbentuk dished

Dimana :

$$AB = \frac{ID}{2} - lcr$$

$$BC = r - lcr$$

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

$$OA = t + b + sf$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal 88 tebal tutup 5/16 in diperoleh :

Sf = faktor sambungan ($1\frac{1}{2}$ - 3 in) diambil $sf = 2$ in

$$lcr = 1\frac{5}{8} \text{ in}$$

$$r = OD \text{ shell} = 162,9154 \text{ in}$$

$$AB = \frac{162,9154}{2} - 1\frac{5}{8} = 79,5196 \text{ in}$$

$$BC = 162,9154 - 1\frac{5}{8} = 161,2904 \text{ in}$$

$$b = 162,9154 - \sqrt{(161,2904)^2 - (79,5196)^2}$$

$$= 22,5900 \text{ in}$$

$$= 1,8825 \text{ ft}$$

$$OA = th + b + Sf$$

$$= 5/16 + 22,5900 + 2$$

$$= 24,9025 \text{ in}$$

$$= 2,0752 \text{ ft}$$

Jadi tinggi tangki total = tinggi silinder + tinggi tutup

$$= 20,2863 + (2 \times 2,0752)$$

$$= 24,4367 \text{ ft}$$

$$= 7,4483 \text{ m}$$

Perhitungan Pengaduk

Pengaduk dipilih jenis Axial turbin 4 blades

Konfigurasi pengaduk diperoleh dari Brown hal 507

$$Dt/Di = 3$$

$$Zi/Di = 0,5$$

$$\text{Baffle} = 0$$

Dimana :

$$Dt = \text{diameter tangki} = 13,5242 \text{ ft}$$

$$Di = \text{diameter impeller}$$

$$Zi = \text{tinggi pengaduk dari dasar tangki}$$

Maka diperoleh :

$$Di = \frac{Dt}{3} = 13,5242/3 = 4,508 \text{ ft}$$

$$Zi = 0,5 Di = 0,5 \times 4,508 = 2,254 \text{ ft}$$

Power pengaduk :

Bilangan Reynold (Nre)

$$NRe = \frac{Di^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

Dimana : D_i = diameter impeller = 4,508 ft

N = putaran pengaduk = 90 rpm = 1,5 rps

ρ = densitas larutan = 63,0692 lb/ft³

π = viskositas larutan = 0,423 cp = $2,8424 \cdot 10^{-4}$ lb/ft.s

$$NRe = \frac{(4,508 \text{ ft})^2 \times 1,5 \text{ rps} \times 63,0692 \text{ lb/ft}^3}{2,8424 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 6763806,918$$

Power pengaduk ; P

$$P = \frac{\phi \pi n^3 x D_i^5 x \rho}{gc}$$

$$= \frac{0,65 \times 1,5^3 \times 4,508^5 \times 63,0692}{32,174}$$

$$= 4,3003 \text{ ft. lbf/dtk} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ ft. lbf/dtk}}$$

$$= 0,008 \text{ Hp}$$

Power pengaduk (BHP)

$$BHP = \frac{P}{\eta} \quad (\eta = \text{effisiensi motor} = 80 \%)$$

$$= \frac{0,008}{0,80}$$

$$= 0,01 \text{ Hp}$$

Digunakan motor dengan daya sebesar 0,01 Hp

14. HEATER

Kode Alat : E - 122

Fungsi : Menaikkan suhu larutan dari tangki pencampur sebelum masuk ke dalam preliming oxider.

Jenis : Shell dan Tube Horizontal

Bahan masuk

$79,0103^{\circ}\text{C} = 174,2185^{\circ}\text{F}$

Steam $121^{\circ}\text{C} = 249,8^{\circ}\text{F}$

bahan keluar

$107^{\circ}\text{C} = 224,6^{\circ}\text{F}$

$121^{\circ}\text{C} = 249,8^{\circ}\text{F}$

sesuai hasil perhitungan pada neraca panas :

- kebutuhan panas, Q (beban Heater) = $4111522,139 \text{ kkal/jam}$

$$= 16315823,02 \text{ btu/jam}$$

- aliran steam pada tube = $7826,9982 \text{ kg/jam}$

$$= 17255,5568 \text{ lb/jam}$$

- aliran bahan pada shell = $14665,4703 \text{ kg/jam}$

$$= 312318,5291 \text{ lb/jam}$$

1. beda temperatur °F

Fluida	Panas	dingin	Selisih
Suhu tinggi	249,8	224,6	25,2
Suhu rendah	249,8	174,2185	75,5815
Selisih	0	50,3815	50,3815

$$\Delta t = LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= \frac{25,2 - 75,5815}{\ln(25,2 / 75,5815)} = 45,8694 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2.Tc & tc

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{249,8 + 249,8}{2} = 249,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{249,8 + 174,2185}{2} = 199,4093 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3.Ud dan A

sesuai tabel 8 Kern hal 840. fluida panas (steam) dan fluida dingin (medium organics). Diperoleh harga :

$$UD = 50-100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dicoba } UD = 90 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{16315823,02 \text{ Btu/jam}}{90 \text{ Btu/jam} \cdot ft^2 \cdot F \times 45,8694^{\circ}F} = 3952,2409 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a_o \cdot L} = \frac{3952,2409 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft} / \text{ft}^2 \cdot F \times 16H} = 1258,3548 \text{ buah}$$

Nts = 1258

$$UD \text{ Koreksi} = \frac{Nt \times UD}{Nts} = \frac{1258,3548 \times 90 \text{ Btu/jam} \cdot ft^2 \cdot F}{1258} = 90,0253$$

(Trial UD = 90 maka Trial UD memenuhi.

Shell side

$$IDS = 39 \text{ in} = 3,25 \text{ H}$$

$$De = 0,55 = 0,0458 \text{ ft}$$

$$B = 0,2 \times IDS = 7,8$$

$$C' = Pt - 00$$

$$= 15/16 - \frac{3}{4} = 0,1875$$

Tube side

$$OD = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$BWG = 18$$

$$a_o = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$pt = 15/16 \text{ triangular pitch} = 0,9375$$

$$L = 16$$

$$\text{Pass (n)} = 4$$

Evaluasi perpindahan panas

4. Shell side (fluida panas)

a. Luas aliran ; a_s

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times Pt}$$

4. Tube side (fluida dingin)

a. luas aliran ; at

$$at = \frac{Nt \times a_t}{144 \times n}$$

$$= \frac{39 \times 0,1875 \times 7,8 \text{ m}}{144 \times 15116}$$

$$= 0,4225 \text{ ft}^2$$

c. laju alir massa shell (Gs)

$$Gs = \frac{ws}{as}$$

$$= \frac{312318,55291 \text{ lb/jam}}{0,4225 \text{ ft}^2}$$

$$= 739215,4535 \text{ lb/jam . ft}^2$$

ilangan Reynold, NRes :

$$NRes = \frac{D \times Gs}{\mu}$$

Pada TC = 45,8694 °F

Didapat sifat-sifat fluida panas

iskositas; $\mu = 0,7260 \text{ lb/ft . jam}$

konduktifitas panas ; $K = 0,072$

/jam . ft²

pasitas panas : $c = 0,77 \text{ Btu/lb °F}$

es

$458 \text{ ft} \times 739215,4535 \text{ lb/jam ft}^2$

$0,7260 \text{ lb/ft.jam}$

$$= 46633,7022$$

$$= \frac{1258,3548 \times 0,334 \text{ m}^2}{144 \times 4}$$

$$= 0,7297 \text{ ft}^2$$

b. laju alir massa (Gt)

$$Gt = \frac{wt}{at}$$

$$= \frac{17255,5568 \text{ lb/jam}}{0,7297 \text{ ft}^2}$$

$$= 23647,4672 \text{ lb/jam . ft}^2$$

$$d. NRet = \frac{Di \times Gt}{\pi}$$

Pada TC = 199,4093 °F

Di dapat sifat-sifat fluida dingin :

- viskositas $\pi = 0,0363 \text{ lb/jam ft}$

- konduktifitas panas K = 0,068 (fig.1)

- kapasitas panas C = 0,79 (fig.4)

$$NRet = \frac{0,0543 \times 23647,4672 \text{ lb/jam ft}^2}{0,0363 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 35373,4840$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam :hi

$$hi = JH(K/D) \left(\frac{C \cdot \pi}{K} \right)^{1/3} \left(\frac{\pi}{\pi w} \right)$$

koefisien perpindahan panas bagian uar;ho	JH = 1500 hio = 1500 (ID/OD)
$o = JH (K/De) \left(\frac{C \cdot \mu}{K} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\eta w} \right)^{0,14}$	$= 1500 (0,652 \cdot 0,75)$ $hio = 1304 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$
uk Nres = 46633,7022 dari fig 28	
dapat JH = 120	
$= 120 (0,072/0,0458)$	
$\frac{77 \cdot 0,7260}{0,072} \right)^{1/3} \cdot (1)$	
$= 253,4923 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$	

UNIVERSITAS

BOSOWA

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan (UC)

$$UC = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{1304 \times 253,4923}{1304 + 253,4923}$$

$$= 212,2347 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

6. Faktor pengotor : Rd

$$Rd = \frac{UC - UD}{UC \times UD} = \frac{212,2347 - 90}{212,2347 \times 90} = 0,0063 \text{ psi}$$

Rd desain (Rd maksimum = 0,01 maka perancangan alat memenuhi syarat untuk digunakan Rd desain). Rd minimum = 0,030 maka perancangan heater dapat digunakan

7. Pressure drop

a. Shell side

$$N_{Res} = 739215,4535$$

$$F = 0,000\ 85 \quad (\text{fig.29})$$

$$S = 0,85 \quad (\text{fig.6})$$

$$(N + 1) = 12 \times (L/B)$$

$$= 12 \times (16/7,8)$$

$$= 24,6154 \text{ ft}$$

$$\Delta ps = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot Ds(N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot DC \cdot S}$$

$$= \frac{1}{2} \frac{0,00085(739215,4535)^2 \times 3,25 \times 24,615}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0458 \times 0,85}$$

$$= 9,1425 \text{ psi}$$

Δps hitung (Δps maksimum = 10 psi), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

b. Tube Side

$$N_{Ret} = 23647,4672$$

$$F = 0,00023 \quad (\text{Fig.26})$$

$$S = 0,85 \quad (\text{Fig.6})$$

$$N = 4$$

$$1. \Delta pt = \frac{fxgt^2 x L xn}{5,22 \cdot 10^{10} x D x S}$$

$$\frac{0,00023 \times (23647,4672)^2 \times 16 \times 4}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0543 \times 0,85}$$

$$= 0,0034 \text{ Psi}$$

2. Tekanan Reduce

$$\Delta pr = \frac{4n}{S} x \frac{V^2}{2.gc}$$

$$V = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho}$$

$$\frac{23647,4672}{3600 dtk / jam \times 62,43 lb / ft^2}$$

$$= 0,1052 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta\rho r = \frac{4 \times 4}{0,85} x \left(\frac{0,1052}{2 \times 32,174} \right)^2$$

$$= 0,00005 \text{ psi}$$

$$\Delta\rho T = \Delta\rho t + \Delta\rho r$$

$$= 0,0034 + 0,00005$$

$$= 0,003 \text{ psi}$$

UNIVERSITAS

BOSOWA

15. PRELIMINARY OXIDIZER

Kode : D - 130

Fungsi : Mengaktifkan larutan katalisator (mengoksidasi CuCl menjadi CuCl₂) dengan udara

Jenis : Packed Tower

Kondisi operasi :

Tekanan = 2,2 atm

Tekanan operasi = 380°K

1) Penentuan densitas gas masuk (ρ_g)

Data dari Smith Van Ness tabel B.I. hal. 636

Komponen	Berat	X_i	T_c	P_c	V_c	Z_c	W
	(kg)	(%Berat)	(°K)	(atm)	(cm ³ gr/mol)		
O ₂	1018,6106	0,2331	154,6	51,0982	73,4	0,288	0,022
N ₂	3352,9264	0,7669	126,2	34,4505	89,2	0,289	0,038
Total	4371,5370	1,0000	280,8	85,5487	162,2	0,577	0,06

$$T_{c_{mix}} = 132,8200 \text{°K}$$

$$V_{c_{mix}} = 85,5170 \text{ m}^3/\text{mol}$$

$$Z_{c_{mix}} = 0,2887$$

$$BM_{udara} = 30$$

$$Tr = \frac{T_{op}}{T_{C_{max}}} = \frac{380}{132,82} ; \quad Pr = \frac{P_{op}}{P_{C_{max}}} = \frac{2,2}{38,3310}$$

$$= 2,8610$$

Nilai faktor kompresibilitas :

$$Z = \frac{Pv}{RT} = 3$$

$$\text{Sehingga : } \rho_g = \frac{P \cdot BM}{ZRT}$$

$$= \frac{2,2 \times 30}{1,0 \times 0,08206 \times 132,8200}$$

$$= 6,0554 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,3780 \text{ lb/ft}^3$$

2) Penentuan densitas cairan :

Liquid masuk :

Komponen	Kg/jam	Fraksi berat	ρ (gr/cm ³)	$X_i \cdot \rho$
PdCl ₂	99,7657	0,0007	2,50	$1,75 \cdot 10^{-3}$
CuCl ₂	10638,8779	0,0751	3,53	0,2651
H ₂ O	127096,0132	0,8972	0,998	0,8954
HCl	3825,0497	0,027	1,193	0,0322
CH ₃ CHO	5,7638	0,00004	0,778	$3,112 \cdot 10^{-5}$
	141665,4703	1,0000		1,1945

$$\rho_{l,m} = 1,1945 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 74,5786 \text{ lb/ft}^3$$

Liquid keluar :

Komponen	Kg/jam	Fraksi berat (X_i)	ρ (gr/cm ³)	$X_i \cdot \rho$
PdCl ₂	99,7657	10^{-4}	2,50	$1,75 \cdot 10^{-3}$
CuCl	14252,2399	0,1000	3,53	0,353
H ₂ O	106,8918	$7,5 \cdot 10^{-4}$	0,998	$7,485 \cdot 10^{-4}$
CuCl ₂	128043,8898	0,8986	2,49	2,2375
	142502,7872	1,0000		2,5930

$$\rho_{L, out} = 2,5930 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 161,8809 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\rho_{L, rata-rata} &= \frac{\rho_{L,in} + \rho_{L,out}}{2} \\ &= \frac{74,5726 + 161,8809}{2} \\ &= 118,2268 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\mu_L = 2 \times \mu_{H_2O}$$

$$= 2 \times 0,2474$$

$$= 0,4948 \text{ Cp}$$

3) Kecepatan aliran massa ;

❖ Liquida :

$$\text{Liquida masuk} = 141665,4703 \text{ kg/jam} \Rightarrow 312318,5291 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Liquida keluar} = 142502,7872 \text{ kg/jam} \Rightarrow 314164,4947 \text{ lb/jam}$$

$$L' \text{ Liquida rata-rata} = 313241,5119 \text{ lb/jam}$$

❖ Gas :

$$\text{Gas masuk} = 4371,537 \text{ kg/jam} = 9637,5780 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Gas keluar} = 3534,2174 \text{ kg/jam} = 77,92,9494 \text{ lb/jam}$$

$$G' \text{ gas rata-rata} = 8715,2637 \text{ lb/jam}$$

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right]^{1/2} = \frac{313241,5119}{8715,2637} \left[\frac{0,3780}{118,2268 - 0,3780} \right]^{0,5}$$

$$= 2,0356$$

Pada keadaan flooding dari fig. 6,34 Treyball diperoleh korelasi antara:

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right]^{0,5} \text{ dengan } \frac{(GV)^2 \times Cf \times \mu_L^{0,1} \times J}{g_c \times \rho_g (\rho_L - \rho_g)}$$

$$\text{Diperoleh : } \frac{(GV)^2 \times Cf \times \mu_L^{0,1} \times J}{g_c \times \rho_g (\rho_L - \rho_g)} = 0,002$$

Digunakan packing "Rasching Ring Ceramic" 1,5 in

$$Cf = 95$$

$$J = 1,502$$

$$GV = \sqrt{\frac{0,002 \times 0,3780 (008,2268 - 0,3780) \times 4,8 \cdot 10^{10}}{95 (0,4948)^{0,1} (1,502)}} = 49939,1111 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Diambil } G_{OP} = 0,005 \times GV$$

$$= 0,005 \times 49939,1111$$

$$= 249,6956 \text{ lb/jam . ft}^2$$

4) Cross section area :

$$A = \frac{G^i}{G_{OP}}$$

$$= \frac{8715,2637}{249,6956}$$

$$= 34,9036 \text{ ft}^2$$

$$= 3,2427 \text{ m}^2$$

5) Diameter kolom (D)

$$D = \pi/4 \times A$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 34,9036}{3,14}}$$

$$= 6,6681 \text{ ft}$$

$$= 2,0324 \text{ m}$$

6) Menghitung tinggi preliminary kolom :

Asumsi : Difusi berlangsung lambat karena kelarutan gas O₂ dalam larutan rendah, sedangkan reaksi kimia berjalan cepat. Berarti kecepatan difusi gas O₂ keadaan cairan merupakan langkah yang menentukan.

Tinggi preliminary oxidiner dihitung dengan pers. 13-48 levenspiel :

$$H = \left[\frac{G}{P_f} \right]_{P_f}^{P_t} \int \frac{dPA}{(-rA)}$$

Dimana :

$$-r_A = K \times A_g \dots \dots \dots \text{(pers. 13-12 levens piel)}$$

G = Kecepatan molar gas persatuan luas penampang menara

$K A_g$ = Koefisien transfer massa fasa gas

A = Interficial contact area per unit valur of tower

Untuk menghitung $K \times A_g$ perlu dihitung dahulu D_{aq} (difusitas gas)

D_{aq} di atas adalah pers. 2,37 Treyball hal. 31

Dimana : D_{aq} = Koefisien difusi m^3/detik

T = Temperatur absolut $K = 395,5133^{\circ}\text{K}$

M_A, M_B = Berat molekul

$M_A = \text{BM O}_2 = 32$

$M_B = \text{BM N}_2 = 28$

P_t = Tekanan menara = 2,2 atm

$$= 222,915103 \text{ KN/m}^2$$

$F(kT/ZAB)$ = Fungsi Collision dari fig. 2.5 Treyball, hal. 32

$r_A = r_{O_2} = 0,3467 \text{ nm}$

Tabel 2.2 Treyball hal. 33

$r_B = r_{N_2} = 0,3798 \text{ nm}$

Tabel 2.2 Treyball hal. 33

$$r_{AB} = \left(\frac{0,3467 + 0,3798}{2} \right)$$

$$= 0,3633 \text{ nm}$$

$$\Sigma AB/k = \sqrt{(ZA/k \times ZB/k)}$$

Dari Tabel 2.2 Treyball, didapat :

$$\Sigma A/k = 106,7^{\circ}\text{K}$$

$$\Sigma B/k = 71,4^{\circ}\text{K}$$

$$\begin{aligned} \Sigma AB/k &= \sqrt{(106,7 \times 71,4)} \\ &= 87,2833 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} KT/\Sigma AB &= \frac{1}{87,2833} \times 395,5133 \\ &= 4,5314 \end{aligned}$$

Dari fig. 2.5 Treyball, hal. 32 diperoleh $f(kT/ZAB) = 0,41$

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{aq} &= \frac{10^{-4} \times (1,084 - 0,249\sqrt{1/32 + 1/28})}{222,915 \cdot 10^3 \times (0,3633)^2 \times 0,411} \\ &= 1,8007 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{dt} \\ &= 6,9771 \text{ ft}^2/\text{jam} \end{aligned}$$

7). Koefisien transfer massa fasa gas,

K_{aq} dihitung dengan pers. 8.17 Badger dan Bancero hal. 3.77 sebagai berikut :

$$\left[\frac{K_{aq} \times Pbm}{G_m} \right] \left[\frac{\mu}{\rho_g \times D_{aq}} \right]^{0,56} = 0,023 \left[\frac{D \times 6}{\mu} \right]^{-0,17}$$

Superficial mass velocity (Gm)

$$G_m = \frac{\text{mol udara masuk} + \text{mol gas keluar}}{2 \times \text{luas tower}}$$

$$\text{Mol udara masuk} = 151,5789 \text{ kmol} = 334,2315 \text{ lbmol}$$

$$\text{Mol udara keluar} = 128,8712 \text{ kmol} = 284,1610 \text{ lbmol}$$

$$G_m = \frac{334,2315 + 284,1610}{2 \times \frac{3,14}{4} (6,6681)^2}$$

$$= 8,8566 \text{ lbmol/jam ft}^2$$

$$G^1 = \frac{8715,2637}{\frac{3,14}{4} (6,6681)^2}$$

$$= 249,6932 \text{ lb/jam.ft}^2$$

\bar{P}_{O_2} = Pada dasar menara

$$= \text{Fraksi mol O}_2 \text{ keluar} \times P_t$$

$$= 0,0423 \times 2,2$$

$$= 0,0931 \text{ atm}$$

$$P_{O_2} = \frac{(1 - 0,0423) - (1 - 0,21)}{\ln(1 - 0,0423)/(1 - 0,21)}$$

$$= 0,8712 \text{ atm}$$

$$\mu_{\text{udara}} \text{ pada } 107^\circ\text{C} = 0,021 \text{ Cp} \times 2,42$$

$$= 0,0508 \text{ lb/jam ft}$$

Sehingga K_{aq} dapat dihitung :

$$\begin{aligned}
 K_{aq} &= 0,023 \left[\frac{D \times G}{\mu} \right]^{0,17} \times \left[\frac{GM}{P_{bm}} \right] \times \left[\frac{\mu}{(P_g \times D_{Ag})} \right]^{0,56} \\
 &= 0,023 \left[\frac{6,6681 \times 249,6932}{0,0508} \right]^{-0,7} \times \left[\frac{8,8566}{0,8712} \right] \times \left[\frac{0,0508}{0,3780 \times 6,9771} \right]^{0,56} \\
 &= 4,3718 \cdot 10^{-3} \text{ lbmol/atm ft}^2 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

8). Koefisien Transfer massa fasa cair (KBI) ;

Untuk menghitung KBI, terlebih dahulu harus dihitung DBI, dimana DBI = Difusifitas bahan ke dalam cairan ; cm^2/dt

$$F = \frac{T}{(D \times \mu)}$$

Dimana :

F = Hubungan transfer massa cairan = f (volume molar)

D = Difusifitas bahan ke dalam cairan ; cm^2/dt

" " T = Temperatur cairan masuk dan keluar

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil } T_{rata-rata} &= \frac{380 + 395,5133}{2} \\
 &= 387,7566 ^\circ\text{K}
 \end{aligned}$$

μ = Viskositas air (solvent) ; Cp

Menentukan harga F

Susunan komponen HCl & CuCl :

Komponen	Masuk (kmol/jam)	Fraksi mol	Keluar (kmol/jam)
CuCl	105,8595	0,5025	104,7959
HCl	104,7959	0,4975	
	210,6554	1,0000	

$$\text{Volume molar, } V_b = \frac{m}{\rho_b} \dots \dots \dots \text{ (pers. 3.8 Perry)}$$

Dimana :

$$\text{CuCl : } \rho_b = 2,9576 \text{ gr/mol}$$

$$m = 100,5 \text{ gr/grmol}$$

$$V_b = \frac{100,5}{2,9576}$$

$$= 33,9803 \text{ ml/grmol}$$

$$\text{HCl : } \rho_b = 1,186 \text{ gr/mol}$$

$$m = 36,5 \text{ gr/grmol}$$

$$V_b = \frac{36,5}{1,1869}$$

$$= 30,7524 \text{ ml/grmol}$$

$$\text{Sehingga } V_b \text{ campuran} = (0,5025) (33,9803) + (0,4975) (30,7524)$$

$$= 32,3744 \text{ ml/grmol}$$

Dari appendix D – 8 A. Fonst, 1960, hal. 739

Diperoleh harga $F = 1,6 \cdot 10^7$

μ_{H_2O} pada $387,7566^\circ K = 114,7566^\circ C$

$= 0,21 \text{ Cp} \dots \dots \dots \text{(Kern Fig 14, hal. 822)}$

$$D = \left[\frac{T}{F \cdot \mu} \right]$$

$$= \left[\frac{387,7566}{1,6 \cdot 10^7 \times 0,21} \right]$$

$$= 1,1540 \cdot 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{dt}$$

$$\text{Jadi DBI} = 1,1540 \cdot 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{dt}$$

$$= 4,4717 \cdot 10^{-4} \text{ ft}^2/\text{jam}$$

KBI = Koefisiensi transfer massa fasa cair, dihubungkan dengan pers. 9.29

Badger dan Barchero hal. 446 sebagai berikut :

$$\frac{KBI}{DI} = \alpha \left[\frac{G_L}{\mu_L} \right]^{1-n} \times \left[\frac{\mu_L}{\rho_L \times DI} \right]^{1/2}$$

Dimana :

DI = Disfusifitas solut dalam cairan ft^2/jam

$n \cdot \alpha$ = Konstanta yang tergantung jenis packing

μ_L = Viskositas cairan, $\text{lb}/\text{jam} \cdot \text{ft}^2$

G_L = Kerapatan cairan, $\text{lb}/\text{jam} \cdot \text{ft}^3$

ρ = Densitas cairan lb/ft^3

Packing yang digunakan $1 \frac{1}{2}$ in (1,5 in) Rasching ring ceramic, dari tabel 9.3

Badger dan Banchero, hal. 446 diperoleh :

$\alpha = 90$ dan $n = 0,22$

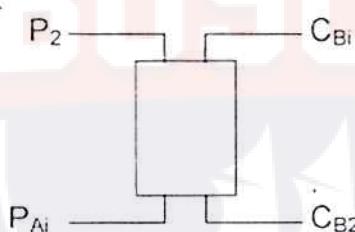
$$G_1 = \frac{313241,5119}{\frac{3,14}{4} \times (6,6681)^2} = 8974,4005 \text{ lb/ft}^2$$

$$\mu_l = 0,21 \text{ Cp} \times 2,42 \frac{\text{lb/jam.ft}}{\text{Cp}} = 0,5082 \text{ lb/jam.ft}$$

$$\frac{KBI}{DI} = 90 \left[\frac{8974,4005}{0,5082} \right]^{1-0,22} \times \left[\frac{0,5082}{108,2268 \times 4,4717 \cdot 10^{-4}} \right]^{1,2}$$

$$= 599091,7159$$

Untuk menentukan persamaan yang akan digunakan, maka dilakukan pengecekan terakhir dahulu :



Pada puncak preliminary oxidizer :

$$PA_1 = T_{\text{partial O}_2} = 0,0931 \text{ atm}$$

$$CB_1 = \text{Konsentrasi CnCl + Hcl}$$

Dimana :

$$\text{Volume liquida masuk} = \frac{312318,5291 \text{ lb/jam}}{74,5726 \text{ lb/ft}^3} \times 28,317 \text{ ft}^3 / \text{liter}$$

$$= 118594,8162 \text{ ltr/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{CBI} &= \frac{(\text{mol CnCl} + \text{mol HCl})}{V_{ng} \cdot \text{In}} \\ &= \frac{(105,8595 + 104,7959) \text{ kmol}}{117594,8162 \text{ liter/jam}} \end{aligned}$$

$$= 1,7763 \cdot 10^{-3} \text{ kmol/liter}$$

$$= 1,1089 \cdot 10^{-4} \text{ lbmol/cnf ft}$$

$$\begin{aligned} K_{\text{aq}} \cdot PA &= 4,3718 \cdot 10^{-3} \times 0,21 \\ &= 9,1808 \cdot 10^{-4} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{KBI} &= \frac{\text{KBI}}{DI} \times \text{DBI} \\ &= 599091,7159 \times 4,4717 \cdot 10^{-4} \\ &= 267,8958 \text{ lbmol/jam} \cdot \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{KBI.CBI} &= 267,8958 \times 1,1089 \cdot 10^{-4} \\ &= 0,0297 \end{aligned}$$

Dari perkiraan harga $K_{\text{aq}} \cdot PA < KBI \cdot CBI$, maka dari perhitungannya terlihat bahwa di dalam sistem, pada puncak maupun dasar preliminary oxidizer, harga $K_{\text{aq}} \cdot PA < KBI \cdot CBI$.

Hal ini berarti bahwa di dalam sistem, kontrol difusi tersebut merupakan faktor yang berpengaruh dalam sistem, berarti asumsi di depan benar.

Persamaan kecepatan reaksi yang sesuai :

$$-ra = K_{\text{aq}} \times PA \dots \dots \dots \dots \quad (\text{pers. 12, bab 13 levenspel})$$

$$h = \frac{G}{\rho t} \int_{PA_1}^{PA_2} \frac{dPA}{(-rA)a}$$

$$= \frac{Gm}{(\rho t \times K_{Aq} \cdot a)} \int_{PA_1}^{PA_2} \frac{dPA}{PA}$$

$$= GM$$

Menentukan harga a :

$$A = m (G^1)^n (L)^p$$

$$G^1 = 249,6932 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2$$

$$L^1 = \frac{31241,5119}{3,14 \cdot \frac{4}{4} \times (6,6681)^2}$$

$$= 8974,4005 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2$$

$$\rho_G = 0,3780 \text{ lb/ft}^3$$

Untuk raching ring ceramic 1,5 in (treball tabel 6.4)

$$M = 36,5$$

$$N = 1,091 \cdot 10^{-4} L^1 - 0,032$$

$$= 1,091 \cdot 10^{-4} (8974,4005) - 0,022$$

$$= 0,9571$$

$$P = 0,274$$

$$a = 36,5 (249,6932)^{0,1745} + 0 (8974,4005)^{0,140}$$

$$= 99,2164 \text{ ft}^3/\text{L} \cdot \text{ft}^3 \text{ Volume silinder}$$

$$Gm = 8,8566$$

$$h = \frac{Gm}{m \times K_{Ag} \times a}$$

$$= \frac{8,8566}{2,2 \times 4,3718 \cdot 10^{-3} \times 99,2164} \times in \frac{0,4619}{0,0931}$$

$$= 14,8653 \text{ ft}$$

Jadi tinggi bidang kontak = 14,8653 ft

$$= 4,5309 \text{ m}$$

Ditetapkan :

- 1) Ruang di atas paching restrainer = 3 ft
 2) Ruang bawah paching support = 4 ft

Jadi tinggi preliminary oxidizer (silinder)

$$= 14,8653 + 3 + 4$$

$$= 21,8653 \text{ ft}$$

$$= 6,6645 \text{ m}$$

Perencanaan Kolom :

- ### 1) Tebal sheli (ts)

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad \dots \dots \dots \quad 13.1 \text{ Brownell dan Young hal. 254}$$

Dimana :

P = Tekanan desain ; Psi

$$r = 1/D = \frac{1}{2}(6,6681) = 3,3341 \text{ ft} \times 12^{\text{in}}/\text{ft} = 40,0086 \text{ in}$$

f_c = Tegangan yang diizinkan bahan konstruksi ; Psi (18300)

E = Efisiensi penjelasan (0,85)

C = Faktor korosi : 1/8 (0,125 in)

Bahan konstruksi silinder yang digunakan adalah : stainless steel SA – 240 tipe 316 dari Apendix D Brownell dan Young hal. 342.

Diperoleh : F = 18300 Psi

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Tekanan operasi (P_{OP}) = 2,2 atm

$$= 32,34 \text{ Psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatis } (P_{hid}) = \frac{\rho \cdot g \cdot h}{g_c}$$

$$= \frac{118,2268 \times 32,2 \times 21,8653}{144 \times 32,2}$$

$$= 17,9518 \text{ Psi}$$

$$\text{Tekanan desain } (P_{desain}) = 32,34 \text{ Psi} + 17,9518 \text{ Psi}$$

$$= 50,2918 \text{ Psi}$$

$$= 3,4221 \text{ atm}$$

$$\text{Sehingga : } t_s = \frac{50,2918 \times 40,0086}{18300 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 50,2918} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2546 \text{ in}$$

Ditetapkan tebal shell = $\frac{1}{4}$ in (standar)

2) Menghitung tebal head :

Head yang digunakan adalah torispherical dished head. Bahan kontruksi sama dengan bahan pada dinding shell.

$$OD = ID \times 2 t_s$$

$$= 6,6681 \times 12 (2 \times 1/4)$$

$$= 40,0086 \text{ in}$$

Dari tabel 5,7 Brownell, diperoleh nilai :

$$R_i = 40$$

$$Irc = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Asumsi : Radius head = Radius shell

$$L_{rc} = rc = \frac{OD}{2}$$

$$= 40,0086/2$$

$$= 20,0043$$

$$\frac{Irc}{rc} = \frac{2,5}{20,0043} = 0,1250 \text{ in}$$

Karena $\frac{Irc}{rc} > 6\%$, maka tebal head dapat dihitung dengan persamaan

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

$$\text{Dimana : } W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right)$$

$$= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{20,0043}{40}} \right)$$

$$= 0,5304 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} th &= \frac{50,2918 \times 20,0043 \times 0,5304}{2 \times 18,300 \times 0,85 - 0,2 \times 50,2918} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,142 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal head yang digunakan : 3/16 in (standar)

3) Menghitung tinggi head :

Untuk tebal head 3/16 in, dari tabel 5.4 Brownell

Diperoleh sf : 1 1/2 - 2 in

Dipilih sf = 2 in

$$Th = sf + b + \text{tebal head}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{OD}{2} - lrc \\ &= \frac{40,0086}{2} - 2\frac{1}{2} \\ &= 17,5043 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Bc = r_i - lrc$$

$$= 40 - 1\frac{1}{2}$$

$$= 37,5 \text{ in}$$

$$b = r_i - Ac$$

$$\begin{aligned} &= r_i - (BC^2 - AB^2)^{0.5} \\ &= 40 - (37,5^2 - 17,5043^2)^{0.5} \\ &= 6,836 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Th = 2 + 6,836 + 3/16$$

$$= 9,0235 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head atas dan bawah} = 2 \times 9,0235 \text{ in}$$

$$= 18,047 \text{ in}$$

$$= 1,5039 \text{ ft}$$

Jadi tinggi total Preliminary Oxidizer :

$$Zh = \text{Tinggi silinder kolom} + 2 (\text{tinggi tutup})$$

$$= 21,8653 \text{ ft} + 1,5039 \text{ ft}$$

$$= 23,3692 \text{ ft}$$

16. FILTER UDARA

Kode Alat : FU-134

Fungsi : Menyaring udara yang digunakan sebagai pengoksidasi, dari debu
Dari debu dan kotoran-kotoran lainnya.

Kebutuhan udara ; $m = 4371,5370 \text{ kg/jam} = 9639,2391 \text{ lb/jam}$

Densitas udara; $\rho = 0,0808 \text{ lb/ft}^3$

Laju alir volumetric udara (Q);

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{9639,2391 \text{ lb/jam}}{0,0808 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 119297,5136 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 33,1382 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Konsentrasi debu atau kotoran diudara pada daerah industri berkisar 2,0 gr/100 ft³

(Perry edisi 6 tabel 20-38)

Dari table 20-43 Perry Edisi 6, kelompok filter yang sesuai adalah Hight Efficiency Particulate Air (HEPA) dengan spesifikasi filter :

Tipe : HEPA

Ukuran : 24 in x 24 in

Kapasitas : 1000 ft³/menit

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Jumlah : 4 buah

17.KOMPRESSOR

Kode : G - 133

Fungsi : Mengalihkan dan menaikkan tekanan udara menuju preliminary oxidat
 (Po - 01)

Jenis : Sentrifugal

Kondisi Operasi :

Tekanan keluar : 1 atm = 14,7 Psi

Tekanan masuk : 2,2 atm = 32,34 Psi

Suhu masuk : 30°C = 303°K

BM rata-rata : 30

Cp udara : 6,972 kkal/kmol $^{\circ}\text{K}$ (Hougen, tabel 19, hal. 258)

Cv udara : 4,9850 kkal/kmol $^{\circ}\text{K}$

Rate udara masuk (m) = 4371,5370 kg/jam

$$= 1,2143 \text{ kg/detik}$$

$$K = \frac{C_p}{C_v}$$

$$= \frac{6,972}{4,9850}$$

$$= 1,3986$$

$$\begin{aligned}
 T_2 &= T_1 \left[\frac{P_2}{P_1} \right] \frac{(K-1)}{K} \\
 &= 303 \left[\frac{2,2}{1} \right] \frac{(1,3986-1)}{1,3986} \\
 &= 379,3439^{\circ}\text{K} \\
 &= 106,3439^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

Tenaga yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 -W_5 &= \left[\frac{K}{K-1} \right] \times \frac{RT}{BM} \times \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right) \frac{(K-1)}{K} - 1 \right] \\
 &= \left[\frac{1,3986}{1,3986-1} \right] \times \frac{8,314 \times 303}{30} \times \left[\left(\frac{2,2}{1} \right) \frac{(1,3986-1)}{1,3986} - 1 \right] \\
 &= 74,2490 \text{ Kj/Kg}
 \end{aligned}$$

Efisiensi kompressor : 80 %

Maka :

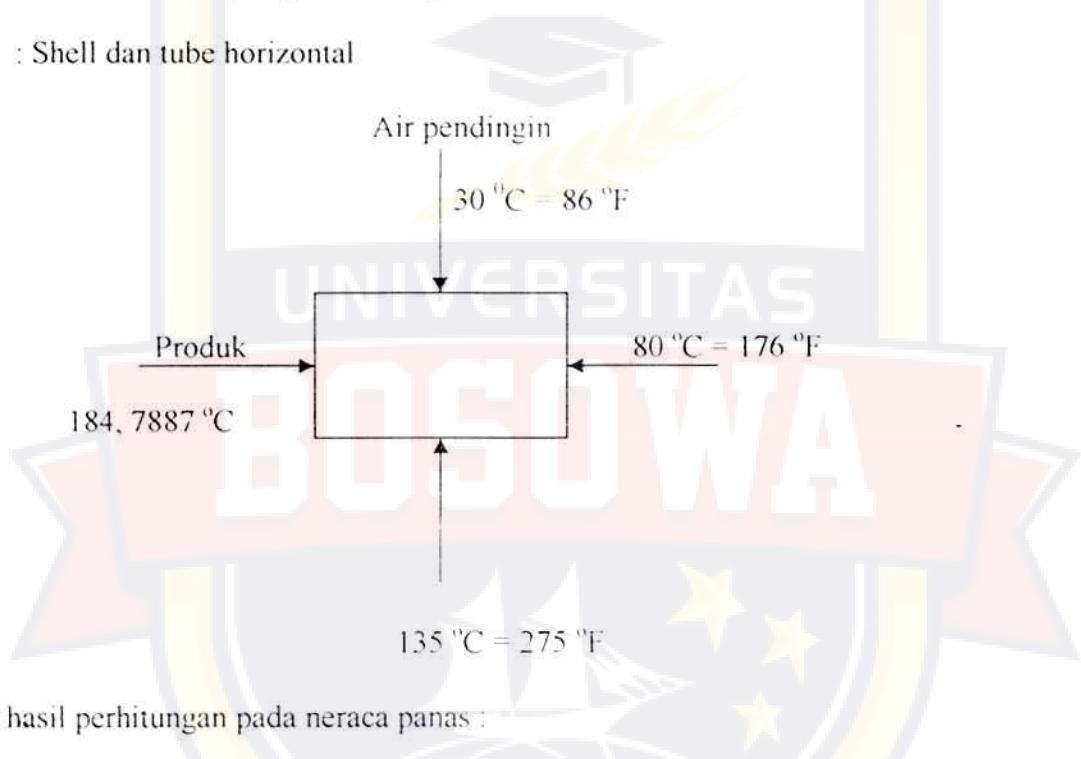
$$\begin{aligned}
 \text{Power Kompressor} &= \frac{-W_5 \times m}{\eta} \\
 &= \frac{74,2490 \text{ kJ/kg} \times 0,0505 \text{ kg/detik}}{0,8} \\
 &= 4,6869 \text{ KW} \\
 &= 6,2852 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

18. COOLER

Kode : E - 132

Fungsi : Menurunkan suhu katalis yang sudah diaktifkan dalam preliminari oksidizer sebelum ditampung dalam tangki katalis

Jenis : Shell dan tube horizontal



Sesuai hasil perhitungan pada neraca panas :

- Kebutuhan panas, Q (beban) $= 17485215,61 \text{ kkal/jam}$
 $= 69386877,61 \text{ Btu/jam}$
- Kebutuhan air pendingin pada tube $= 166525,863 \text{ kg/jam}$
 $= 367126,2481 \text{ lb/jam}$
- Aliran bahan pada shell $= 142502,7872 \text{ kg/jam}$
 $= 31464,4947 \text{ lb/jam}$

1. Beda temperature $^{\circ}\text{F}$

Fluida	Panas	Dingin	Selisih
Suhu tinggi	364,6197	275	89,6197
Suhu rendah	176	86	90
Selisih	188,6197	189	0,3803

$$\text{Dt} = \text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= \frac{89,6197 - 90}{\ln(89,6197/90)} = 89,897 ^{\circ}\text{F}$$

$$2. \quad T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{364,6197 + 176}{2} = 270,3099 ^{\circ}\text{F}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{275 + 86}{2} = 180,5 ^{\circ}\text{F}$$

3. Ud dari A

Sesuai tabel 8 kerr, hal 840 (light organics) diperoleh harga :

$$\text{UD}_{\text{A}} = 75 - 150 \text{ Btu/jam ft}^{20}\text{F}$$

$$\text{Trial UD} = 119 \text{ Btu/jam ft}^{20}\text{F}$$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U/D \cdot \Delta T}$$

$$= \frac{69386877,61 \text{ Btu/jam}}{119 \text{ Btu/jam ft}^{20}\text{F} \times 89,8097 ^{\circ}\text{F}}$$

$$= 6492,4279$$

$$N_t = \frac{A}{a_D x L}$$

$$= \frac{6992,4279 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2 \times 24 \text{ ft}}$$

$$= 1378,0837$$

$$N_{ts} = 1377$$

$$\text{UD koreksi} = \frac{N_t x UD}{N_{ts}}$$

$$= \frac{1378,0837 \times 119 \text{ Btu/jam ft}^2/\text{F}}{1377}$$

$$= 119,0937$$

(Trial UD = 119 maka trial UD memenuhi)

Shell	Tube Side
IDS = 39 = 3,25 ft	DD = $\frac{3}{4}$ in
DE = 0,55 = 0,0458 (fig 28 kerr)	BWG = 18
B = $0,2 \times IDS = 7,8$	at ¹ = $0,334 \text{ in}^2$
C = Pt - DD	Pt = $15/16$ triangulat pitch
= $15/16 - \frac{3}{4} = 0,1875$	a ₀ = $0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$
	ID = $0,652 = 0,0543 \text{ ft}$
	L = 24
	Pass (n) = 1

Evaluasi Perpindahan Panas

4. Shell Side	4. Shell side
a. Luas Aliran Jas	a. Luas aliran : at
$As = \frac{ID \times C^{-1} \times B}{144 \times PI}$ $= \frac{39 \times 0,1875 \times 7,8}{144 \times 15/16}$ $= 0,4225 \text{ Ft}^2$	$at = \frac{Ntxat^1}{144 \times n}$ $= \frac{1377 \times 0,334}{144 \times 1}$ $= 3,1939$
b. Laju Alir Massa Shell (Gs)	b. Laju alir massa tube (Gt)
$Gs = \frac{Ws}{as}$ $= \frac{314164,4947/h \text{ jam}}{0,4225 \text{ ft}}$ $= 743584,6028 \text{ Lb/Jam Ft}^2$	$Gt = \frac{wt}{at}$ $= \frac{3671262,481/h \text{ jam}}{3,1939 \text{ ft}}$ $= 1149820,69 \text{ lb/jam ft}^2$
c. NRes = $\frac{DexGs}{\pi}$ Pada $T_c = 270,3099^{\circ}\text{F}$ Didapat Sifat – Sifat Fluida Panas :	c. NRet = $\frac{DexGt}{\pi}$ Pada $T_c = 180,5^{\circ}\text{F}$ Didapat sifat – sifat fluida dingin : - Viskositas : $\Pi = 0,6074 \text{ Lb/Jam.Ft}$ - Korduktifitas Panas : $K = 0,071 \text{ (Fig.1)}$ - Kapasitas Panas :
	- Viskositas : $\pi = 1,815 \text{ lb/jam.ft}$ - Korduktifitas panas : $K = 0,072 \text{ (fig.1)}$ - Kapasitas panas :

$$C = 0,48 \text{ (Fig.4)}$$

NRes :

$$\frac{0,458 \times 743584,6028 \text{ / } h \text{ / } jam \text{ / ft}^2}{0,6074 \text{ / } h \text{ / ft.jam}}$$

$$= 56068,7764$$

- d. Koefisien perpindahan panas bagian luar : h_e

$$h_e = JH (K/D) \left(\frac{C \cdot \pi}{K} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\pi}{\pi w} \right)^{0,14}$$

untuk NRes = 56068,7764 dari

fig 28 didapat $JH = 150$

$$h_o = 150 (0,71/0,0458)$$

$$\left(\frac{0,48 \times 0,6074}{0,071} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot (1)$$

$$h_o = 372,3660 \text{ Btu/jam ft}^2 @ F$$

$$C = 0,49 \text{ (fig.4)}$$

NRet :

$$\frac{0,543 \times 1149820,69 \text{ / } h \text{ / jam ft}^2}{1,815 \text{ / } h \text{ / ft.jam}}$$

$$= 34399,5942 s$$

$$h_i = JH (K/D) \left(\frac{C \cdot \pi}{K} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\pi}{\pi w} \right)^{0,14}$$

$$h_i = 602 (0,72/0,0543)$$

$$\left(\frac{0,49 \times 1,815}{0,072} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot (1)$$

$$h_i = 1706,4401 \left(\frac{1D}{0D} \right)$$

$$= 1706,4401 \left(\frac{0,652}{075} \right)$$

$$h_{io} = 1483,4653 \text{ Btu/jam ft}^2 @ F$$

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan (UC)

$$UC = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{1483,4653 \times 372,3660}{1483,4653 + 372,3660}$$

$$= 279,6521 \text{ Btu/jam ft}^2 @ F$$

6. Factor pengatur (Rd)

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{UC - UD}{UC \times UD} \\ &= \frac{279,6521 - 119}{279,6521 \times 119} \\ &= 0,0049 \text{ psi} \end{aligned}$$

7. Pressure Drop

a. Shell side	e. Tube Side
$N_{Res} = 743584,6028$	$N_{Ret} = 114982,069$
$f = 0,00008 \quad (\text{fig.29})$	$F = 0,00014 \quad (\text{Fig.26})$
$S = 0,88 \quad (\text{fig.6})$	$S = 0,92 \quad (\text{Fig.6})$
$(N+1) = 12 \times (L/B)$ $= 12 \times (24/7,8)$ $= 36,9231 \text{ ft}$	$N = 1$ $1. \Delta p_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \cdot 10^{10} \times D \times S}$ $\frac{0,00013 \times (114982,069)^2 \times 24}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,543 \times 0,92}$ $= 0,0158 \text{ Psi}$
$\Delta p_s = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot Ds \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Dc \cdot S}$ $\frac{0,000083 \cdot (743584,6028)^2 \times 3,25 \times 36,9231}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0458 \times 0,88}$ $= 1,2615 \text{ psi}$	2. Tekanan reduce $\Delta p_r = \frac{4\pi}{s} x \frac{V^2}{2 \cdot g c}$
$\Delta p_s \text{ hitung } (\Delta p_s \text{ maksimum} = 2 \text{ psi})$	Maka desain reboioler memenuhi syarat.

$$V = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho}$$

S

$$\frac{114982,069}{3600 dtk / jam \times 62,43 lb / ft}$$

$$= 0,5116 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta \rho r = \frac{4 \times l}{0,92} \times \left(\frac{0,5116}{2 \times 32,174} \right)^2$$

$$= 2,7483 \text{ psi}$$

$$\Delta \rho T = \Delta \rho t + \Delta \rho r$$

$$= 0,158 + 2,7483$$

$$= 2,7641 \text{ psi}$$

POMPA

Kode : L – 326

Fungsi = Mengalirkan katalis dari tangki katalis (F – 120) ke reaktor (R – 110)

Tipe/Jenis = Centrifugal pump

Laju alir massa ; $m = 142533,3991 \text{ kg/jam} = 314207,7315 \text{ lb/jam}$

Densitas ; $\rho_{\text{mix}} = 1116,7633 \text{ kg/m}^3 = 17888,3145 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ; $\mu_{\text{mix}} = 0,8937 \text{ Cp} = 6,0054 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$

Menghitung densitas campuran :

Komponen	Kg/jam	X_i	$\rho (\text{kg/m}^3)$	$X_i \cdot \rho$
H ₂ O	128063,5017	0.8985	971.83	873.1893
C _a Cl ₂	14252,2399	0.1	2390.0	239
PdCl ₂	99,7657	0.0007	2500.0	1,75
C _a Cl	106.8918	0.0008	3530.0	2,824
Total	142522,3991	1.0000	9391,8300	1116,7633

Laju alir volumetric bahan ®

$$P_1 = 14,7 \text{ Psi}$$

$$P_2 = 100 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 85,3 \text{ Psi}$$

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{314207,7315 \text{ lb/jam}}{17888,3145 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 17.5650 \text{ ft/jam}$$

$$= 0,005 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum : D_{OP} :

Dihitung dengan menggunakan Pers. 15 hal. 496 Peters dan Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($NRc > 21000$)

$$\begin{aligned} D_{OP} &= 3,9 \times (qt)^{0.45} \times (17888,3145)^{0.13} \\ &= 3,9 \times (0,005)^{0.45} \times (17888,3145)^{0.13} \\ &= 1,2836 \\ &= 1 \text{ In} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 Kern, hal. 844 diperoleh :

$$NPS = \frac{1}{2} sch 40$$

$$OD = 0,840 \text{ In}$$

$$ID = 0,622 \text{ In} (0,058,8 \text{ ft})$$

$$a = 0,309 \text{ In} (0,025 \text{ ft})$$

Kecepatan alir dalam pipa (V)

$$\begin{aligned} V = Q / a &= \frac{0,005 \text{ ft}^3 / \text{detik}}{0,025 \text{ ft}} \\ &= 0,2 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Cek/uji bilangan Reynold (NRc)

$$\begin{aligned} NRc &= \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} = \frac{17888,3145 \times 0,2 \times 0,0518}{6,0054 \cdot 10^{-4}} \\ &= 308593,8293 \quad (NRc > 2100 \text{ turbulen}) \end{aligned}$$

$NRc > 2100$, asumsi aliran memenuhi

Bahan kontruksi = Commercial steel

Direncanakan =

- 2 elbow go ; Le/D = 30

$$Le = 2 \times 30 \times 0,0518 = 3,108 \text{ ft}$$

- 2 gate value : Le/D = 13

$$Le = 2 \times 13 \times 0,0518 = 1,3468 \text{ ft}$$

- panjang pipa lurus = $= \frac{60}{64,4548 \text{ ft}}$

Dipakai material pipa commercial steel ; (A prrost C - 1)

$$\epsilon = 0,00015$$

$$\epsilon/D = 0,0005$$

$$f = 0,03$$

$$\Delta Z = 35 \text{ ft}$$

Perhitungan friksi (Fc)

1. Menentukan faktor komersial akibat gesekan pada sambungan can value

$$Fc = \frac{2 \cdot f \cdot V^2 \cdot ZL}{gc \cdot ID} = \frac{2 \times 0,03 \times (0,2)^2 \times 64,4548}{32,174 \times 0,0518}$$

$$= 0,0928 \text{ lb/ft/lbm}$$

2. Faktor kerugian akibat konstruksi dari tangki ke pipa :

$$Fc + \frac{Kc \cdot V^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} = \frac{0,5 \times (0,2)^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,0003$$

3. Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$F_c + \frac{V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = \frac{(0,2)^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,0006 \text{ lbf ft/lbm}$$

$$ZF = 0,0198 \text{ lbf/lbm}$$

Penentuan kerja pompa

$$WF = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2 \cdot L \cdot g_c} + ZFC \text{ dengan pers. Bernoulli}$$

Dimana :

$$\rho = 17888,3145 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta P = 85,3 \text{ Psi}$$

$$\Delta V = V_2 - V_1$$

$$\Delta Z = 35 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran terbuka)}$$

$$\therefore WF = \frac{85,3}{17888,3145} + 35 \text{ ft} \frac{32}{32,174} + \frac{0,2}{2 \times 32,174} + 0,0198 \\ = 34,8384 \text{ ft lbt/lbm}$$

$$\text{Daya pompa} = 60\%$$

$$BHP = \frac{WF \times Q \times \rho}{12 \times 550}$$

$$= \frac{34,8384 \text{ ft lbt/lbm} \times 0,005 \text{ ft}^3 / \text{detik} \times 1788,3145 \text{ lb/ft}^3}{0,6 \times 550}$$

$$= 9,44 \text{ Hp}$$

Daya motor = 80%

$$N = \frac{BHp}{0,8} = \frac{9,44}{0,8}$$

$$= 11,8 \text{ Hp}$$

Untuk berikutnya perhitungan pompa dapat dilihat pada tabel berikut :

Spesifikasi alat	L - 02	L - 03	L - 04	L - 05	L - 06
Kapasitas (gpm)	303873,0411	20331,0885	11885,6005	6833,3465	314164,4947
Jenis pompa	Centrifugal pump				
Diameter nominal (In)	1	0,5	0,377	0,221	1,2836
Diameter dalam pipa (ft)	0,1342	0,0518	0,0411	0,0224	0,0518
Power pompa (Hp)	12,36	0,68	0,48	0,20	11,8
Bahan konstruksi	Commercial steel				
Jumlah	2	2	2	2	2

Spesifikasi alat	L - 07	L - 08
Kapasitas (gpm)	5052,2542	8445,4879
Jenis pompa	Centrifugal pump	
Diameter nominal (In)	0,6441	00,6887

Diameter dalam pipa (ft)	0,13420,0687	0,0687
Power pompa (Hp)	12,360,21	0,35
Bahan konstruksi	Commercial steel	
Jumlah	2	2

LAMPIRAN D -1

UNIVERSITAS

BOSOWA

Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

UTILITAS

Data :

Tabel 1. Air untuk steam

No	Nama	Kg/jam
1.	Heater – 01	339,6586
2.	Heater – 02	7826,9982
3.	Reboiler	117,9450
	Total	8284,6018

Untuk menghemat pemakaian air bebas steam perlu disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan 20% dari total air sebelum disirkulasi :

$$0,2 \times 8284,6018 = 1656,9204 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2. Air untuk pendingin

No	Nama alat	Kg/jam
1.	Condensor 01	251,5518
2.	Condensor 02	9019,4113
3.	Cooler 01	166525,863
4.	Cooler 02	16165,2485
No	Nama alat	Kg/jam
5.	Reaktor 01	216919,8221
	Total	408881,8967

Untuk menghemat pemakaian air, air bekas pendingin keluar dari peralatan pendingin perlu disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan 20% dari total air sebelum disirkulasi :

$$0,2 \times 408881,8967 = 81776,3793 \text{ kg/jam}$$

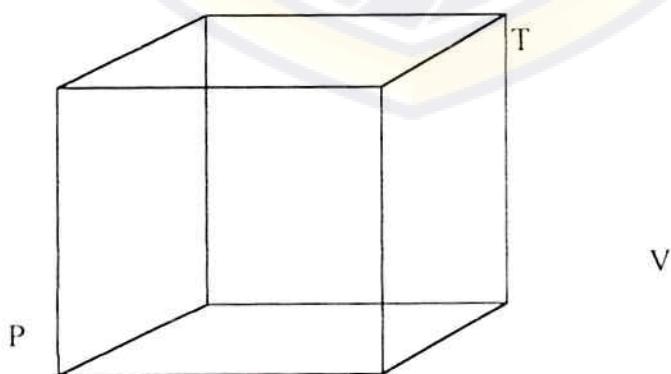
Tabel 3. Air proses

No	Nama alat	Kg/jam
1.	Tangki katalis	19,6119
2.	Absorber	3067,1529
	Total	3086,7648

- Air untuk steam = 30.000 kg/jam
- Kebutuhan air = Total air untuk steam + total air untuk pendingin + total air proses

$$= 8284,6018 + 408881,8967 + 3086,7648$$

$$= 450253,2633 \text{ kg/jam}$$



Diambil perbandingan dimensi dari bak :

$$P : T = 3 : 1$$

$$L : T = 2 : 1$$

$$VB = P \cdot L \cdot T$$

$$= 3 \cdot T \cdot 2 \cdot T \cdot t$$

$$= 6T^3$$

$$T =$$

Bak digunakan untuk menampung cairan selama 2 jam

$$\text{Jadi } m = 585329,2423 \times 2$$

$$= 1170658,485 \text{ kg}$$

$$VA$$

$$= \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{1170658,485}{1000}$$

$$= 1170,6585 \text{ m}^3$$

Air menepati 85% dari V

$$V = \frac{100}{80} \cdot VA$$

$$= \frac{100}{80} \cdot 1170,6585$$

$$= 1377,2453 \text{ m}^3$$

Digunakan bak sebanyak 10 buah

$$\text{Jadi } VB = \frac{V}{10}$$

$$= \frac{1377,2453}{10}$$

$$= 137,7245 \text{ m}^3$$

$$= 282,292 \text{ m}^3$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{VB}{6}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{137,7245}{6}}$$

$$= 2,8419 \text{ m}$$

$$P = 3 \cdot T$$

$$= 3 \cdot 2,8419$$

$$= 8,5257 \text{ m}$$

$$L = 2 \cdot T$$

$$= 2 \cdot 2,8419$$

$$= 5,6838 \text{ m}$$

spesifikasi :

nama : Bak penampungan air Sungai

kode : B - 01

type : Bak bentuk persegi panjang

dimensi :

P : 9 m

L : 6 m

T : 3 m

Bahan : beton

Jumlah : 10 buah

2 . Tangki Clarifier (T-01)

Laju air : 585329,2423 kg/jam

Waktu tinggal : 1 jam

Pear : 1000 kg/jam³.

Type : Tangki berpengaduk bentuk silinder dengan tutup bawah bentuk konis (kerucut).

M = laju alir . waktu tinggal

$$\therefore = 585329,2423 \cdot 1$$

$$= 585329,2423 \text{ kg.}$$

$$VA = \frac{m}{\rho}$$

$$VA = \frac{585329,2423}{1000}$$

$$= 585,3292 \text{ m}^3$$

$$VA = 85 \% V$$

$$V = \frac{100}{85} \cdot 585,3292$$

$$= 688,6226 \text{ m}^3$$

kebutuhan tawas :

$$= 688,6226 \text{ m}^3 \times \frac{0,5 \text{ kg}}{10 \text{ m}^3}$$

$$= 34,4311 \text{ kg}$$

Direncanakan :

$$H_s = 3 \cdot ID$$

$$\alpha_2 = 60^\circ$$

Digunakan 3 buah tangki

$$V_t = \frac{1}{3} \cdot V$$

$$= \frac{1}{3} \cdot 688,6226$$

$$= 229,5409 \text{ m}^3$$

$$V_t = V_s + V_k$$

$$V_s = \frac{1}{4} \pi \cdot ID^2 \cdot HS$$

$$= \frac{3\pi}{4} \cdot ID$$

$$V_k = \frac{\pi}{3} \cdot r^2 \cdot H_k$$

$$H_k = r \cdot \operatorname{ctg}(\frac{1}{2}\alpha)$$

$$V_k = \frac{\pi}{3} \cdot r^2 \cdot \operatorname{ctg}(1/2 \alpha)$$

$$= \frac{\pi}{3} \cdot r^3 \cdot \operatorname{ctg}(1/2 \alpha)$$

$$= \pi/3 (1/2 \cdot ID)^3 \operatorname{ctg}(1/2 \alpha)$$

$$V_k = \pi/24 \cdot ID^3 \cdot \operatorname{ctg}(1/2 \alpha)$$

$$V_t = 3\pi/4 \cdot ID^3 + \pi/24 \cdot ID^3 \cdot \operatorname{ctg}(1/2 \alpha)$$

$$= \pi/4 \cdot ID^3 \cdot \left(\frac{3 + \operatorname{ctg}(1/2\alpha)/t}{t} \right)$$

$$= 3,2887 \pi \cdot ID^3$$

$$ID = \sqrt[3]{\frac{4 \times vt}{\pi \times 3,2887}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4 \times 229,5409}{\pi \times 3,2887}}$$

$$= 4,4633 \text{ m}$$

$$= 4,5 \text{ m}$$

$$H_s = 4,5 \cdot 3$$

$$= 13,5 \text{ m}$$

$$H_k = \frac{1}{2} \times ID \times \operatorname{ctg}(30)$$

$$= \frac{1}{2} \times 4,5 \times \operatorname{ctg}(30)$$

$$= 1,2990 \text{ m}$$

$$H_c = 85 \% (H_k + H_s)$$

$$= 0,85 (1,2990 + 13,5)$$

$$= 12,5792 \text{ m}$$

Menghitung tebal silinder :

Untuk menghitung silinder, digunakan persamaan :

$$T = \frac{P.d}{2f.E} C \quad \dots \dots \dots \text{(pers. 3.16, B dan Y)}$$

Keterangan :

P = tekanan operasi

D = diameter dalam tangki

F = stress yang diijinkan

E = efisiensi sambungan

C = faktor korosi

P = $14,7 + p \cdot g \cdot h/gc$

ρ = $62,43 \text{ lb/ft}^3$

G = $32,2 \text{ lb.ft/lbf.dtk}^2$

H = $12,5792 \text{ m}$

= $41,2698 \text{ ft}$

$$P = 14,7 \text{ psi} + 62,43 \text{ lb/ft}^3 \times 32,2 \text{ ft/dtk}^2 \times \frac{41,2698}{32,2 \text{ lb.ft/lbf.dtk}}$$

$$= 14,7 \text{ lbf/inch}^2 + 2576,4736 \text{ lbf/ft}^2 \cdot 1 \text{ ft}^2/144 \text{ inch}^2$$

$$= 14,7 \text{ lbf/inch}^2 + 17,8922$$

$$= 32,5922 \text{ psi}$$

$$f = 10200 \text{ psi (0,5 - SA, grade A)}$$

$$E = 85 \%$$

$$C = 0,01 \text{ inch}$$

$$D = 4,5 \text{ m}$$

$$= 14,764 \text{ ft}$$

$$= 177,1632 \text{ inch}$$

$$t = \frac{32,5922 \times 177,1632}{2 \cdot 10200 \cdot 0,85} + 0,01$$

$$= 0,343 \text{ inch}$$

Diambil tebal standar 7/16 inch (0,44 inch)

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t$$

$$= 177,1632 + 2 \cdot 0,44$$

$$= 178,0432 \text{ inch}$$

$$= 4,5223 \text{ m}$$

Spesifikasi :

Nama : Tangki Clarifier

Type : Tangki bentuk silinder dengan bagian bawah bentuk konis

Fungsi : Untuk mengikat partikel-partikel padat yang terdapat dalam air dengan menggunakan Al_2SO_4 sebagai koagulan.

Dimensi :

Tinggi = 12,5792 m

Diameter = 4,5223 m

Tebal = 0,343 inch

Bahan = Karbon Steel

Jumlah = 3 buah

3.Sand Filter

$$\text{Laju alir} = 585329,2423 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Lama penyaringan} = 5 \text{ menit}$$

$$\text{Laju alir volumetric} = \frac{585329,2423 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 585,3292 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Digunakan 3 buah tangki.

$$\text{Laju air tiap tangki} = 195,1097 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{264,17 \text{ gallon}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ = 859,0355 \text{ gpm}$$

Laju air perluas penampang diambil 7 gpm/ft²

$$\text{Luas tangki} = \frac{859,0355 \text{ gpm}}{7 \text{ gpm/ft}^2} = 122,7194 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot L}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 122,7194}{3,14}} \\ = 12,5 \text{ ft} \\ = 3,81 \text{ m}$$

diambil H : D = 1,5

$$H = 1,5 \cdot D \\ = 1,5 \cdot 12,5 \text{ ft} \\ = 18,75 \text{ ft} \\ = 5,715 \text{ m}$$

Tinggi bed direncanakan = $\frac{1}{2} \cdot H$

$$= \frac{1}{2} \cdot 18,75 \text{ ft}$$

$$= 9,375 \text{ ft}$$

$$= 2,8575 \text{ m}$$

Spesifikasi :

Nama = Tangki Sand Filter

Type = Selinder tegak

Tinggi bed = 2,8575 m

Tinggi Selinder = 5,715 m

Diameter = 3,81 m

Jumlah = 3 buah

4.Bak Penampung Sementara (B – 02)

Data :

Laju alir massa = 585329,2423 kg/jam

Pair = 1000 kg/m³

Waktu tinggal = 1 jam

M = Laju alir . Waktu tinggal

$$= 585329,2423 \text{ kg/jam} \cdot 1 \text{ jam}$$

$$= 585329,2423 \text{ kg/jam}$$

VA = m / ρ

$$= \frac{585329,2423 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 585,3292 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Air menempati 85 % dari volume bak (V)

$$V = \frac{100}{85} \times VA$$

$$= \frac{100}{85} \times 585,3292 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 688,6226 \text{ m}^3$$

Digunakan bak sebanyak 2 buah

Volume tiap bak (VB) = V/2

$$VB = \frac{688,6226 \text{ m}^3}{2}$$

$$= 344,3113 \text{ m}^3$$

Dimensi dari bak :

$$P : T = 3 : 1$$

$$L : T = 2 : 1$$

$$VB = P \cdot L \cdot T$$

$$= 3 \cdot T \cdot 2 \cdot T \cdot T$$

$$= 6 T^3$$

$$T^3 = VB/6$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{344,3113 \text{ m}^3}{6}}$$

$$= 3,857 \text{ m} = 3,9 \text{ m}$$

$$P = 3,9 \text{ m}, T = 11,7 \text{ m}$$

$$L = 2,78 \text{ m}$$

Spesifikasi :

Nama : Bak penampungan sementara

Type : Bak berbentuk persegi panjang

$$T = 3,9 \text{ m}$$

$$P = 11,7 \text{ m}$$

$$L = 7,8 \text{ m}$$

Jumlah 2 buah

5. Bak Penampung Air Pendingin (B-03)

Data :

Laju alir massa : 408881,8967 kg/jam

ρ air : 1000 kg/m^3

Waktu tinggal : 2 jam

Factor keamanan : 30 %

M : laju alir x waktu tinggal

$$= 817763,7934 \text{ kg}$$

$$VA = \frac{m}{\rho} = \frac{817763,7934 \text{ kg}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 817,7638 \text{ m}^3$$

Air menempati 85 % dari volume bak (V)

$$V = \frac{100}{85} \times VA$$

$$= \frac{100}{85} \times 817,7638 m^3$$

$$= 962,0751 m^3$$

Digunakan bak sebanyak 2 buah

$$\text{Volume tiap bak (VB)} = 481,0376 m^3$$

Dimensi dari bak :

$$P : T = 3 : 1$$

$$L : T = 2 : 1$$

$$VB = P \times L \times T$$

$$T = 3T \times 2T \times T$$

$$VB = 6T^3$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{VB}{6}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{481,0376}{6}}$$

$$= 5,43 m$$

$$= 5,5 m$$

$$P = 3, T = 16,5 m$$

$$L = 2, T = 11 m$$

Spesifikasi :

Nama : Bak penampung air pendingin

Type : Bak berbentuk persegi panjang

T : 5,5 m

P : 16,5 m

Jumlah : 2 buah

6. Bak Umpan Ion Exchanger (B-04)

Data :

Air untuk kebutuhan proses = 3086,7648 kg/jam

Air untuk kebutuhan steam = 8284,6018 kg/jam

Total = 11371,3666 kg/jam

Waktu tinggal = 2 jam

Laju alir massa = 11371,3666 kg/jam

ρ air = 1000 kg/m³

M = laju alir x waktu tinggal

$$= 22742,7332 \text{ kg}$$

$$\text{VA} = \frac{M}{\rho}$$

$$= \frac{22742,7332 \text{ kg}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 22,7472 \text{ m}^3$$

Jadi volume air = 1,3 x VA

$$= 29,5655 \text{ m}^3$$

Air menempati 85 % dari volume bak (V)

$$V = \frac{100}{85} \times VA$$

$$= \frac{100}{85} \times 29,5655 \text{ m}^3$$

$$= 34,7829 \text{ m}^3$$

digunakan 1 buah tangki

dimensi dari bak :

$$P : T = 3 : 1$$

$$\text{Sehingga } T = \sqrt[3]{\frac{V}{6}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{34,7829 \text{ m}^3}{6}}$$

$$= 1,7964$$

$$= 1,8$$

$$P = 3 \times T = 5,4 \text{ m}$$

$$L = 2 \times T = 3,6 \text{ m}$$

Spesifikasi :

Nama : Bak Umpan Ion Exchanger

Type : Bak berbentuk persegi panjang.

Tinggi : 1,8 m

Panjang : 3,6 m

Jumlah : 1 buah

7. Kation Exchanger

Data :

Laju alir : 11371,3666 kg/jam

Pear : 1000 kg/m³

$$\text{Laju alir volumetrik} = \frac{11371,3666 \text{ kg/jam}}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 11,3714 \text{ m}^3/\text{jam}$$

✓ 11,3714 m³/jam x $\frac{264,17 \text{ galon}}{1\text{m}^3}$ x $\frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$

✓ 50,0664 gpm.

Kalori kaaatian yang diserap = 145 ppm

$$= 145 \text{ mg/ton}$$

$$= 5,5439 \text{ gram/gallon}$$

$$= 24 \text{ jam}$$

Masa aktif resin

Air yang masuk = 50,0664 g/m x 60 menit /jam x 24 jam

$$= 72095,616 \text{ galon x 24 jam}$$

$$= 399690,8855 \text{ gr.}$$

Kapasitas penyerapan = 8,3 kg/ft²

Kec. Penyerapan = 3 – 4 gram/ft² penampang

Volume resin = Total katian / kapasitas penyerapan

$$= 399690,8855 / 8300$$

$$= 48,1555 \text{ ft}^2$$

Luas resin bed = Laju alir / kec. Penyerapan

$$= 50,0664 / 4$$

$$= 12,5166 \text{ ft}^2$$

Luas resin

$$= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot L}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 12,5166}{3,14}}$$

$$= 3,993 \text{ ft}$$

$$= 1,217 \text{ m}$$

Tinggi bed = Volume resin / luas resin

$$= 48,1555 \text{ ft}^3 / 12,5166 \text{ ft}^2$$

$$= 3,8473 \text{ ft}$$

$$= 1,1727 \text{ m}$$

Tinggi spasi atas dan bawah = 1 + 1 = 2 ft

Tinggi grafel atas dan bawah = 1 + 1 = 2 ft

Jadi tinggi Tangki = 3,8473 + 2 + 2

$$= 7,8473 \text{ ft}$$

$$= 2,3919 \text{ m}$$

Perencanaan tebal slinder :

$$T = \frac{\rho \cdot d}{2f \cdot E} + C$$

Ket :

ρ = Tekanan operasi

f = Stress yang diizinkan, psi 10200 psi

E = Efisiensi sambungan, % 85 %

C = Faktor korosi, inch 0,01 inch

d = Diameter dalam inch

$$P = 1,2 \times 14,7 = 17,64 \text{ psi}$$

(bahan : carbon steal SA - 53 grade A).

$$T = \frac{17,64 \times 94,167 \text{ in}}{2 (10200) \times 0,85} + 0,01$$

Tebal standar 3/16 inch = 0,1875 in

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \times t$$

$$= 94,1676 \text{ in} + 2 (0,1875)$$

$$= 94,5426 \text{ inch}$$

$$= 7,8786 \text{ ft} = 7,9 \text{ ft} = 2,4 \text{ meter}$$

perencanaan tutup atas dan bawah direncanakan tutup atas dan bawah berbentuk

dished head dari Brownell dan Young tebl 57 :

Data :

$$\text{ID} = 94,1676 \text{ inch}$$

OD = 94,5426 inch dipilih 96 inch

T = 3/16 inch

R = 96 Sf = 1 1/2 - 2 inch = 1 1/2

Icr = 5 7/8

Bc = r - Icr

$$= 96 - 5 \frac{7}{8} = 9,125 \text{ inch}$$

$$\text{AB} = \frac{ID}{2} - \text{Icr} = 41,2088 \text{ inch}$$

$$b = r + \sqrt{Bc^2 - AB^2}$$

$$= 96 + \sqrt{9,125^2 - 41,2088^2}$$

$$= 55,8142 \text{ inch}$$

DA = t + b + sf

$$= 0,1875 + 55,8142 + 1 \frac{1}{2} \text{ inch}$$

$$= 11,965 \text{ inch}$$

$$= 12 \text{ inch}$$

$$= 0,3048 \text{ meter}$$

jadi tinggi total Tangki = Tinggi Silinder + 2 x t

$$= 2,3919 + 2(0,3048)$$

$$= 3,0015 \text{ m}$$

$$= 3 \text{ m}$$

Spesifikasi :

Nama : kation exchanger

Type : Tangki bentuk silinder dengan tutup atas

Isian : resin natural bahan sama zeolit

Masa aktif : 24 jam

Tinggi bed : 1,1727 m

Dimensi T : 3 m

OD : 2,4 m

T : 0,1875 m

Bahan : carbon steal SA - 53 grade A

Jumlah : 1 buah

8. Anion exchanger

Data :

Laju alir : 11371,3666 kg/jam

ρ air : 1000 kg/m³

$$\text{laju alir volumetric} = \frac{1137,3666 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 11,3714 \text{ kg/m}^3$$

$$= 50,0664 \text{ spm}$$

Kalori kation yang diserap = 145 ppm

$$= 145 \text{ mg/liter}$$

$$= 5,5439 \text{ gr/gallon}$$

$$\begin{aligned} \text{masa aktif resin} &= 24 \text{ jam} \\ \text{air yang masuk} &= 50,0664 \text{ spm} \times 60 \text{ menit/jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 72095,161 \text{ gallon} = 399690,8855 \text{ gram} \end{aligned}$$

$$\text{kapasitas penyerapan} = 7,2 \text{ kg/ft}^3$$

$$\text{kec. Penyerapan} = 3 - 4 \text{ gram/ft}^2 \text{ penampang}$$

$$\begin{aligned} \text{volume resin} &= \frac{\text{Total Kation}}{\text{Kapasitas penyerapan}} \\ &= \frac{399690,8855}{7200} \\ &= 55,5126 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{luas resin bed} &= \frac{1}{4} \pi D^2 \\ &= \sqrt{\frac{4 \cdot L}{\pi}} \\ &= \sqrt{\frac{4 \cdot 12,5166}{3,14}} \\ &= 3,993 \text{ ft}^2 \\ &= 1,217 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi bed} &= \frac{\text{volume resin}}{\text{luas resin}} \\ &= \frac{55,5126 \text{ ft}^3}{12,5166 \text{ ft}^2} \\ &= 4,4351 \text{ ft} \\ &= 1,35 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi spasi atas dan bawah = 1 + 1 = 2 ft

Tinggi grafel atas dan bawah = 1 + 1 = 2 ft

Jadi tinggi Tangki = 4,4351 + 2 + 2

$$= 8,4351 \text{ ft} = 101,2212 \text{ m}$$

$$= 2,571$$

perencanaan tebal slinder :

$$t = \frac{\rho \cdot d t}{2 \cdot f e} + C$$

Keterangan :

ρ = tekanan operasi = 17,64 psi

f = stress yang diizinkan = 10200 psi (cs, SA - S₃ grade A)

E = Efisiensi sambungan = 85 %

C = Faktor korosi = 0,01 inch

$$t = \frac{17,64 \times 101,12}{2 \cdot 10200 \cdot 0,85} + 0,01$$

$$= 0,1130 \text{ inch}$$

tebal standar 3/16 in = 0,1875 in

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t$$

$$= 101,2212 + 2 (0,1875)$$

$$= 101,5962 \text{ inch}$$

Perencanaan tutup atas dan bawah

Direncanakan tutup atas dan bawah berbentuk dished head dari Brownell dan

Young table 5.7 :

Data :

$$ID = 101,2212 \text{ inch}$$

$$OD = 101,5962 \text{ inch} = 102 \text{ inch}$$

$$T = 3/16 \text{ inch}$$

$$R = 96 \text{ inch}$$

$$Incr = 6 \frac{1}{8} \text{ inch}$$

$$St = 1 \frac{1}{2} . 2 \text{ inch} \text{ dipilih } 1 \frac{1}{2} \text{ inch}$$

$$BC = r - Incr$$

$$= 96 - 6 \frac{1}{8} \text{ inch}$$

$$= 89,875 \text{ in.}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - Incr = 44,4856 \text{ inch}$$

$$b = r - \sqrt{89,875^2 - 44,4856^2}$$

$$= 17,9068$$

$$= 18 \text{ inch}$$

$$OA = t + b + sf$$

$$= 0,1875 + 18 \text{ inch} + 1/12$$

$$= 19,685 \text{ inch}$$

$$= 20 \text{ inch}$$

$$= 0,508 \text{ meter}$$

Spesifikasi :

Nama : Anion exchanger

Type : Tangki bentuk silinder dengan tutup atas dan bawah bentuk dishead head.

Isian : Rasio natural bahan sama zeolit

Masa aktif : 24 jam

Tinggi bed : 1,35 meter

Tinggi silinder : 2,571 meter

OD : 102 inch

T : 3/16 inch

Tinggi Tangki : 3,587 m

9. Bak Air proses dan umpan Bolier (B – 05)

Data :

Laju alir massa = 11371,3666 kg/jam

ρ air. = 1000 kg/m³

factor keamanan = 30 %

massa = laju alir x waktu tinggal

$$= 11371,3666 \times 1$$

$$= 11371,3666 \text{ kg/jam}$$

VA = m/ ρ

$$= \frac{1137,13666}{1000}$$

$$= 11,3714 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{volume air} &= 1,3 \times 11,3714 \\ &= 14,7882 \text{ m}^3\end{aligned}$$

air menempati 85 % dari volume bak (v)

$$\begin{aligned}V &= \frac{100}{85} \times \text{volume air} \\ &= \frac{100}{85} \times 14,7882 \\ &= 17,3915 \text{ m}^3\end{aligned}$$

digunakan bak sebanyak 1 buah

volume tiap bak (VB) = $1 \times V$

$$\begin{aligned}&= 1 \times 17,3915 \\ &= 17,3915 \text{ m}^3\end{aligned}$$

dimensi bak:

$$\rho : T = 3 : 1$$

$$L : T = 2 : 1$$

$$\begin{aligned}VB &= \rho \times L \times T \\ &= 3 \times T \times 2 \times T \times L \\ &= 6 t^3\end{aligned}$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{Vb}{6}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{17,3915}{6}} = 1,4259 \text{ m}$$

$$\rho = 3 \times T$$

$$= 3 \times 1,4259$$

$$= 4,2777 \text{ m}$$

$$L = 2 \times T$$

$$= 2 \times 1,4259$$

$$= 2,8518 \text{ m}$$

Spesifikasi :

Nama : Bak penampung air proses dan umpan boiler

Type : Bak berbentuk persegi panjang

Kode : B - 05

Dimensi :

$$T = 1 \text{ m}$$

$$L = 3 \text{ m}$$

$$\rho = 4 \text{ m}$$

bahan : beton

Jumlah 1 buah

10. Boiler

Untuk memperhitungkan faktor keamanan dan kebocoran, maka direncanakan steam yang mampu disediakan oleh boiler 30% berlebih dari kebutuhan normal, jadi jumlah steam yang dihasilkan boiler :

$$= 1,3 \times 8284,6018 \text{ kg/jam}$$

$$= 10769,9823 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ lb}}{0,4359 \text{ kg}}$$

$$= 24707,4611 \text{ lb/jam}$$

Berdasarkan tabel A.III.2 hal 5. Stoichiometry diketahui data steam sebagai berikut :

1. Entalpi cairan jenuh : $\Delta H_f = 151,4 \text{ kkal/kg} = 272,7603 \text{ btu/lb}$
2. Entalpi uap jenuh : $\Delta H_g = 656,1 \text{ kkal/kg} = 1182,0214 \text{ btu/lb}$
- a. Power Boiler

Power boiler dihitung sesuai persamaan :

$$H_p = \frac{M_s (H_g - H_f)}{2544,43}$$

Dimana :

M_s : massa steam yang dihasilkan boiler ; lb/jam

H_g : entalpi uap jenuh steam ; btu/lb

H_f : entalpi cairan jenuh steam ; btu/lb

Maka :

$$H_p = \frac{24707,4611 \text{ lb/jam} (1182,0214 - 272,7603) \text{ btu/lb}}{2544,43 \text{ btu/jam/Hp}}$$

$$= 8829,299 \text{ Hp}$$

$$= 8829 \text{ Hp}$$

Jadi power boiler yang dibutuhkan sebesar 8829 Hp

b. Kebutuhan air umpan boiler

Kebutuhan air umpan boiler dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W' = \frac{W}{F}$$

Dimana :

W' : kebutuhan air umpan boiler ; lb/jam

W : steam yang dihasilkan boiler ; lb/jam

F : faktor penguapan

Faktor penguapan dihitung dengan persamaan :

$$F = \frac{Hg - Hf}{970,4}$$

$$F = \frac{1182,0214 - 272,7603}{970,4}$$

$$= 0,94$$

maka :

$$W' = \frac{24707,4611 \text{ lb/jam}}{0,94}$$

$$= 26284,5331 \times 0,4359 \text{ kg/lb}$$

$$= 11457,4280 \text{ kg/jam}$$

Jadi umpan boiler yang dibutuhkan sebesar 11457,4280 kg/jam

c kebutuhan bahan bakar :

$$mb = \frac{M (Hg - Hf)}{eff \times Hv}$$

Dimana :

M : massa steam, lb/jam

Mb : massa bahan bakar

Hg : entalpi steam, btu/lb

Hf : entalpi liquid, btu/lb

Eff : effisiensi boiler (70 %)

Hv : nilai kalor bahan bakar, btu/lb (19525 btu/lb)

$$Mb = \frac{24707,4611 \text{ lb/jam} (1182,0214 - 272,7603) \text{ btu/lb}}{0,7 \times 19525}$$

$$= 1643,7193 \text{ lb/jam}$$

Diketahui densitas bahan bakar : ρ : 1000 lb/ft³

Maka rate volumetric bahan bakar boiler :

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{1643,7193 \text{ lb/jam}}{1000 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1,6437 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 28,32 \text{ ltr/ft}^3$$

$$= 46,5495 \text{ ltr/jam}$$

d. Perpindahan Panas Boiler

Boiler yang digunakan fire and tube boiler heating surface boiler 10 ft² tiap 1

Hp. Jadi heating surface boiler yang digunakan (A)

$$A = H_p \times 10 \text{ ft}^2$$

$$= 24707,4611 \times 10$$

= 247074,611 ft

Spesifikasi :

Fungsi : pembangkit steam

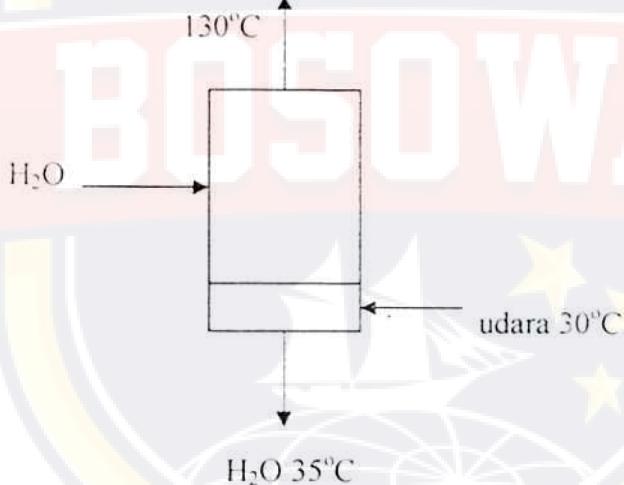
Type : Fire and tube boiler

Bahan bakar : diesel oil

Jumlah : 1 buah

11. Cooling Tower I

UNIVERSITAS
BRAWIJAYA



Data :

TD udara Masuk = 30°C (86°F)

TW udara masuk = 16°C ($60,8^{\circ}\text{F}$)

TO udara keluar = 45°C (113°F)

Temp. air masuk	= 130°C
Temp. air keluar	= 35°C
Wi	= 8284,6018 kg/jam
	= 18267,5470 lb/jam

Menentukan kebutuhan udara :

Dari fig.4.2b.a (Human Bland) diperoleh:

Jumlah masuk	: 0,06 lb H ₂ O/lb udara kering
Jumlah keluar	: 0,26 lb H ₂ O/lb udara kering
ΔH masuk	= 27 - 0,28
	= 26,82 btu/lb udara kering
ΔH keluar	= 57 - 0,32
	= 55,68 btu/lb udara kering

Air yang terlihat ke udara = 0,26 - 0,06 = 0,2 lb H₂O/lb udara.

Asumsi udara kering masuk menara : Xlb/jam

$$\text{Keluar dari menara (W_o)} = \frac{W_1}{X} - 0,2 \text{ lb H}_2\text{O/lb udara kering}$$

Neraca panas :

$$\Delta H \text{ udara masuk} + \Delta H \text{ air masuk} = \Delta H \text{ udara keluar} + \Delta H \text{ keluar}$$

ΔH air masuk	= Cp (t ₁ -t ₀)
T ₁	= 130°C (266°F)
ΔH Masuk	= 1 (266-32)
	= 234 Btu/lb
ΔH keluar	= 1 (95-32)

$$= 63 \text{ Btu/lb}$$

$$26,82 \times X + 234 \times w_i/X = 55,68 \times X + 63 \times (w_i/X - 0,2)$$

$$(234 - 63) W_i/X = (55,68 - 26,82)X - 12,6$$

$$28,86 X^2 - 12,6 X - 759879,01 = 0$$

$$X_{1,2} = -b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}$$

$$a = 28,86$$

$$b = -12,6$$

$$c = -759879,01$$

$$X_1 = 12,6 \pm \sqrt{(12,6)^2 - 4 \times 28,86 (-759879,01) / 2 \times 28,86}$$

$$= 162,483 \text{ lb udara/jam}$$

$$X_2 = -162,047 \text{ lb udara/jam}$$

Jadi udara yang dibutuhkan = 162,483 lb/jam

Menghitung tinggi tower

Untuk menghitung tinggi tower, digunakan persamaan :

$$\frac{Wn}{\Delta t} = 90,99 \left(\frac{\Delta h}{\Delta T} \right) \sqrt{\Delta t + 0,3129 \Delta h} \quad (\text{Perry, persamaan 12-15})$$

diketahui :

$$C_t = \text{effisiensi tower } 90\%$$

$$\Delta h = (\Delta H \text{ keluar} - \Delta H \text{ masuk}) \text{ udara}$$

$$= 55,68 - 26,82$$

$$= 28,86$$

$$\begin{aligned}\Delta T &= (T_2 - T_1) \text{ air} \\ &= (130^\circ\text{C} - 35^\circ\text{C}) \\ &= 95^\circ\text{C} \\ &= 203^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta t &= T_D \text{ keluar} - T_D \text{ masuk} \\ &= (113 - 86)^\circ\text{F} \\ &= 27^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}W_2 &= \text{laju alir air} \\ &= 18267,5470 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\frac{18267,5470}{\Delta t} = 90,59 \left(\frac{28,86}{203} \right) \sqrt{27 + 0,3129 \times 28,86}$$

$$= 77,306$$

$$\cdot \Delta t = \frac{18267,5470}{77,306}$$

$$= 236,3018$$

$$D_t = \frac{(A \sqrt{Zt})}{(Ct \sqrt{Ct})}$$

$$\sqrt{ZA} = \frac{Dt (Ct \sqrt{Ct})}{A}$$

$$\begin{aligned}
 Z_t &= \left(\frac{D_{ct} \cdot C_t \sqrt{C_t}}{A} \right)^2 \\
 &= \left(\frac{236,301 \times 0,9 \sqrt{0,9}}{8,725} \right)^2 \\
 &= 32,1522 \text{ ft} \\
 &= 9,8 \text{ m}
 \end{aligned}$$

dari pers. 12-20 Perry : 6 th edition

ratio $Z_t : DC_t = 3 : 2$

maka diameter cooling tower

$$\begin{aligned}
 DC_t &= \frac{2}{3} \times 9,8 \text{ m} \\
 &= 6,5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Nama : Cooling tower 1

Fungsi : Untuk mendinginkan kondensat (air) dari suhu 130°C menjadi 35°C dengan menggunakan udara

Laju udara : $18267,5470 \text{ lb/jam} (8284,6018 \text{ kg/jam})$

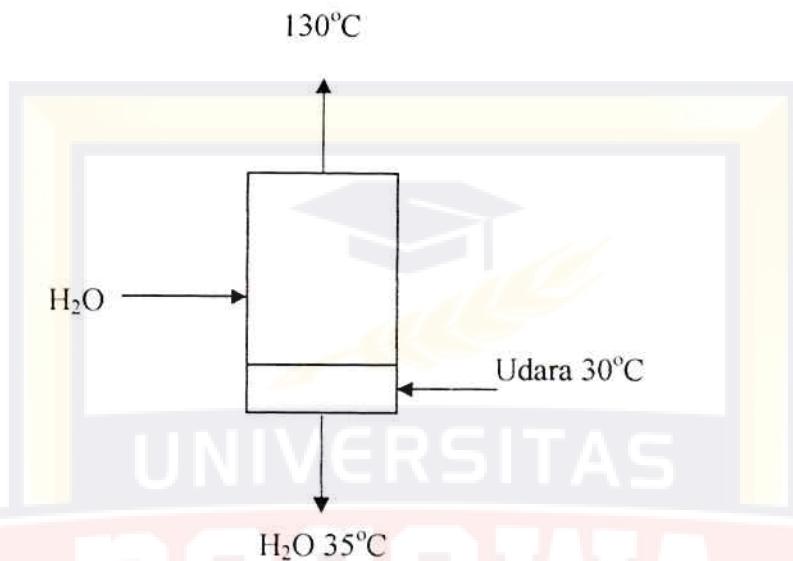
Tinggi tower : 7,0482 m

Diameter : 6,5 m

Bahan : Stainsteel

Jumlah : 1 buah

13. Cooling Tower II



Data :

Td udara masuk : 30°C (86°F)

T_w : 16°C ($60,8^{\circ}\text{F}$)

Td udara keluar : 45°C (113°F)

Temp. Air masuk : 130°C

Temp. Air keluar : 35°C

Wi = $408881,8967 \text{ kg/jam}$

= $901584,5822 \text{ lb/jam}$

Menentukan kebutuhan udara :

Dari fig. 4. 2b.a (Human Bland) diperoleh :

Jumlah masuk = $0,06 \text{ lb H}_2\text{O/lb udara kering}$

$$\text{Jumlah keluar} = 0,26 \text{ lb H}_2\text{O/lb udara kering}$$

$$\Delta H \text{ masuk} = 27 - 0,28$$

$$= 26,82 \text{ btu/lb udara kering}$$

$$\Delta H \text{ keluar} = 57 - 0,32$$

$$= 55,68 \text{ btu/lb udara kering}$$

$$\text{Air yang terikat ke udara} = 0,26 - 0,06 = 0,2 \text{ lb H}_2\text{O/lb udara}$$

Asumsi udara kering masuk menara : X lb/jam

Keluar dari menara (W_o) – 0,2 lb H₂O/lb udara kering

Neraca panas :

$$\Delta H \text{ udara masuk} + \Delta H \text{ masuk} = \Delta H \text{ udara keluar} + \Delta H \text{ udara}$$

$$\Delta H \text{ air masuk} = C_p (t_1 - t_0)$$

$$t_0 = 32^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 130^\circ\text{C} (266^\circ\text{F})$$

$$\Delta H \text{ masuk} = 1 (266 - 32)$$

$$= 234 \text{ btu/lb}$$

$$\Delta H \text{ keluar} = 1 (95 - 32)$$

$$= 63 \text{ btu/lb}$$

$$26,82 \times X + 234 \times W_i/X = 55,68 \times X (W_i/X - 0,2)$$

$$(234 - 63) W_i/X = (55,68 - 26,82) X - 12,6$$

$$171 \times W_i = 28,86 X^2 - 12,6 X$$

$$28,86 X^2 - 12,6 X - 759879,01 = 0$$

$$X_{1,2} = -b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}$$

$$a = 28,86$$

$$b = -12,6$$

$$c = -759870,01$$

$$X_1 = 12,6 \pm \sqrt{(12,6)^2 - 4.28,86.(-759879,01)/2.28,86}$$

$$= 162,483 \text{ lb udara/jam}$$

$$X_2 = -162,047 \text{ lb udara/jam}$$

Jadi udara yang dibutuhkan = 162,483 lb/jam

Menghitung tinggi Tower

Untuk menghitung tinggi tower, digunakan persamaan :

$$\frac{Wn}{Dt} = 90,59 (\Delta H / \Delta T) \sqrt{\Delta t + 0,3129 \Delta H} \quad (\text{Perry, persamaan 12 - 15})$$

Diketahui :

Ct = effisiensi tower 90%

$\Delta h = (\Delta H \text{ keluar} - \Delta H \text{ masuk/udara})$

$$= 55,68 - 26,82$$

$$= 28,86$$

$\Delta T = (T_1 - T_2) \text{ air}$

$$= (130 - 35)$$

$$= 95^\circ\text{C}$$

$$= 203^\circ\text{F}$$

$\Delta t = T_{D \text{ keluar}} - T_{D \text{ masuk}}$

$$= 113 - 86$$

$$= 27^\circ\text{F}$$

W_2 = laju alir air

$$= 901584,5822 \text{ lb/jam}$$

$$\frac{901584,5822}{Dt} = 90,59 \left(\frac{28,86}{203} \right) \sqrt{27 + 0,3129 \times 28,86}$$

$$= 77,306$$

$$= 901584,5822 / 77,306$$

$$= 116,6143$$

$$Dt = \frac{(A\sqrt{zt})}{(Ct\sqrt{Ct})}$$

$$\sqrt{ZA} = \frac{Dt \cdot (et\sqrt{et})}{A}$$

$$= \left[\frac{116,6143 \times 0,9\sqrt{0,9}}{8,725} \right]^2$$

$$= 11,4117 \text{ ft}$$

$$= 3,478 \text{ m}$$

Dari pers. 12 – 20 Perry : 6th edition

Rasio $Zt : Dct = 3 : 2$

Maka diameter cooling tower

$$Dct = 2/3 \times 3,478$$

$$= 2,3187 \text{ m}$$

Spesifikasi :

Nama : Cooling tower

Fungsi : untuk mendinginkan kondensat (air) yang keluar dari alat proses

Laju udara : 901584,5822 lb/jam (408881,8967 kg/jam)

Tinggi : 3,478 m

Diameter : 2,3187 m

Bahan : Stain Steel

Jumlah : 1 buah

Data :

Laju alir massa = 30.000 kg/jam

ρ air = 1000 kg/m³

waktu tinggal = 10 jam

massa = laju alir x waktu tinggal

$$= 30.000 \times 10$$

$$= 300.000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{30.000}{1000}$$

$$= 30 \text{ m}^3$$

Air menempati 85 % dari volume Tangki

$$VT = \frac{100}{85} \times 30$$

$$= 35,294 \text{ m}^3$$

Dimensi :

$$H : D = 3 : 1$$

$$VT = \frac{1}{4} \cdot \pi D^2 \cdot H$$

$$= \frac{3}{4} \pi D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot VT}{3 \cdot \pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 35,294}{3 \cdot 3,14}}$$

$$= 2,46 \text{ m}$$

$$= 2,5 \text{ m}$$

$$H = 3 \times D$$

$$= 3 \times 2,5$$

$$= 7,5 \text{ m}$$

Perencanaan tebal silinder

$$T = \frac{P \cdot d}{2 \cdot f \cdot E} + C \quad \dots \dots \dots \text{Pers. 3.16 Brownell & Young}$$

Keterangan :

P = tekanan operasi, psi

F = stress yang diizinkan, psi

E = effisiensi sambungan, persen

C = factor korosi, inch

d = diameter dalam, inch

P = $14,7 + \rho \cdot g \cdot h/gc$

H = $85\% \times H$

$$= 0,85 \times 7,5 \text{ m}$$

$$= 6,4 \text{ m}$$

$$= 251,968 \text{ inch}$$

$$= 20,997 \text{ ft}$$

g = $32,2 \text{ ft}/\text{dtk}^2$

Gc = $32,2 \text{ ft.lb/lbf.dtk}^2$

ρ = $62,43 \text{ lb/ft}^3$

P = $14,7 + 62,43 \times 32,2 \times 20,997 / (144 \times 32,2)$

$$= 14,7 + 9,0913$$

$$= 23,7913 \text{ psi}$$

f = 10200 psi (Cs, SA - S3; Grade A)

E = 85 %

C = 0,01 inch

D = 2,5 m

$$= 98,425 \text{ inch}$$

$$t = \frac{23,7913 \times 98,425}{2,5 \times 10200 \times 0,85} + 0,01$$

$$= 0,118 \text{ inch}$$

Diambil tebal standar 3/16 inch (0,1875 inch)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t \\ &= 98,425 + 2 \times 0,1875 \\ &= 98,8 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$= 2,51 \text{ m}$$

Spesifikasi	:	
Nama	:	Tangki penampungan air sanitasi
Type	:	Tangki bentuk silinder dengan tutup bawah diatas
Fungsi	:	untuk menampung air sanitasi sebelum didistribusikan
Dimensi	:	
Tinggi	=	7,5 m
OD	=	2,50 m
Bahan	=	karbon Steel SA - S; Grade A (Brownell & Young)
Jumlah	=	1 buah

Perhitungan Peralatan Pengolahan Air

14. Pompa Air Sungai

Kode : L - 01

Fungsi : mengalirkan air Sungai ke bak penampungan air Sungai

Tipe : pompa sentrifugal

Laju alir massa, $m = 546329,2423 \text{ kg/jam}$

$$= 1204655,979 \text{ lb/jam}$$

Densitas, $\rho = 62,43 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas, $\mu = 2,4192 \text{ lb/ft jam}$

$$= 6,72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft. Detik}$$

Rate volumetrik air (Q) :

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{1204655,979 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 19296,1073 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 5,3600 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Diameter optimum pipa (Di)

Diameter optimum pipa dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters

untuk asumsi aliran turbulen (NRC>2100)

$$Di = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,3}$$

$$= 3,9 \times 5,3600^{0,45} \times 62,43^{0,13}$$

$$= 14,2098 \text{ in}$$

dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (kern Tabel 11. Hal. 844 diperoleh) :

$$N_p = 14 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 30$$

$$\text{Diameter Dalam (D)} = 13,25 \text{ in} = 1,1042 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 138 \text{ in}^2 = 0,9583 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan regional :

$$NR_c = \frac{\rho \times V \times D}{\pi}$$

Dimana :

$$V = Q/A$$

$$V = \frac{5,7426 \text{ ft}^3/dtk}{0,9583 \text{ ft}^2/dtk}$$

Maka :

$$NR_c = \frac{62,43 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 5,9924 \text{ ft}/\text{dtk} \times 1,1042 \text{ ft}}{6,72 \times 10^{-4} \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{dtk}}$$

$$= 614713,2864$$

$NR_c > 2100$, maka asumsi aliran terbuka memenuhi syarat.

Instalasi perpipaan yang digunakan :

- panjang pipa lurus, $L = 36 \text{ m} = 118,1088 \text{ ft}$
- tinggi pemompaan, $Z = 15 \text{ m} = 49,212 \text{ ft}$
- 2 buah standar elbow 90° dan 2 buah gate valve

panjang ekivalen sambungan ; Le :

$$\text{a. elbow } 90^\circ ; \text{Le} = 2 \times 30 \times 1,1042 = 66,252 \text{ ft}$$

$$\text{b. gate valve ; Le} = 2 \times 13 \times 1,104 = 28,7092$$

$$\text{total Le} = 94,9612$$

panjang pipa total ; $\Sigma L = L + Le$

$$= 118,1088 + 94,9612$$

$$= 213,07 \text{ ft}$$

kontraksi yang terjadi :

friksi karena gesekan dalam pipa (F)

$$\Sigma f = \frac{f \times \sum L \times V^2}{2 \times gc \times D}$$

Dipilih pipa komersial steel dengan relatif roughness $\sum 0,00015 \text{ ft}$

$$\text{Untuk } \sum_D = 0,00015/1,1042$$

$$= 0,0001 \text{ dan } NRc = 614713,2864 \text{ dari f19 14 - 1 (peter's hal. 482)}$$

diperoleh faktor friksi $f = 0,0045$

$$\text{maka } \Sigma f = \frac{0,0045 \times 213,07 \text{ ft} (5,9924 \text{ ft}/\text{dtk})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm} \cdot \text{dtk}^2 \times 1,1042 \text{ ft}}$$

$$= 4,8647 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Energi mekanik pompa (-WS)

$$-WS = \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc} \right) + \Sigma f$$

dimana :

$$\frac{\Delta P}{\rho} = D (\rho_1 - \rho_2)$$

$$\frac{\Delta P}{2 g_c} = \left(\frac{5,9924 - 0}{2 \times 32,174} \right)^2 = 0,5580 \text{ lbf/lbm}$$

$$\Delta Z \cdot \frac{g}{g_c} = 49,212 \times \frac{32,2}{32,174} = 0,5580 \text{ ft.lbt/lbm}$$

Maka :

$$\begin{aligned} -ws &= 0,5580 + 49,2518 + 4,8467 \\ &= 54,6565 \text{ ft.lbt/lbm} \end{aligned}$$

kerja pompa :

$$\begin{aligned} whp &= \frac{-ws \times Q \times \rho}{\pi \times 550} \\ &= \frac{54,6565 \text{ ft.lbt/lbm} \times 5,7426 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times 62,43 \text{ lb/ft}^3}{0,85 \text{ lbt/ft.dtk} \times 550} \\ &= 41,9143 \text{ Hp} \end{aligned}$$

dari fig 14,37 peter hal. 520 untuk kapasitas pompa $0,5742 \text{ ft}^3/\text{dtk}$ didapat
 $\pi = 85\%$. Maka power motor (BHP)

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{WhP}{\pi} \\ &= \frac{41,9143 \text{ Hp}}{0,85} \\ &= 49,31 \text{ Hp} \end{aligned}$$

jadi digunakan pompa dengan daya motor 49 Hp

spesifikasi pompa air sungai :

1. Kode alat : P - 01
2. Tipe : Sertrifugal pomp
3. Kapasitas : 1548,9652 liter/dtk
4. Head pompa : 41,9 Hp
5. Power motor : 49,31 Hp
6. Bahan konstruksi: Comersial steel
7. Jumlah : 2 buah (1 buah cadangan)

Untuk berikutnya perhitungan pompa dapat dilihat pada tabel berikut :

Spesifikasi alat	L - 02	L - 03	L - 04
Kapasitas (16/jam)	151,7952 liter	151,7952 liter	151,7952 liter
Jenis pompa			
Diameter (ir)	14,2098	14,2098	14,2098
Diamater dalam pipa (ft)	1,1042	1,1042	1,1042
Power pompa (Hp)	49,31 Hp	49,31 Hp	49,31 Hp
Bahan konstruksi			
Jumlah	2	2	2

Spesifikasi alat	L - 05	L - 06	L - 07
Kapasitas (16/jam)	8,2128 ltr/dtk	8,2128 ltr/dtk	22,7126 ltr/dtk
Jenis pompa			
Diameter (ir)	14,2098	14,2098	14,2098
Diamater dalam pipa (ft)	1,1042	1,1042	1,1042
Power pompa (Hp)	49,31 Hp	49,31 Hp	49,31 Hp
Bahan konstruksi			
Jumlah	2	2	2

Spesifikasi alat	L - 08	L - 09	L - 10
Kapasitas (16/jam)	22,7126 ltr/dtk	0,4616	0,4616 ltr/dtk
Jenis pompa			
Diameter (ir)	14,2098	1,0470	14,2098
Diamater dalam pipa (ft)	1,1042	0,0874	1,1042
Power pompa (Hp)	49,31 Hp	0,05	49,31 Hp
Bahan konstruksi			
Jumlah	2	2	2

Spesifikasi alat	L - 11	L - 12	L - 13
Kapasitas (16/jam)	0,4616 ltr/dtk	0,4616 ltr/dtk	0,4616 ltr/dtk
Jenis pompa			
Diameter (ir)	14,2098	14,2098	14,2098
Diamater dalam pipa (ft)	1,1042	1,1042	1,1042
Power pompa (Hp)	49,31 Hp	49,31 Hp	49,31 Hp
Bahan konstruksi			
Jumlah	2	2	2

Spesifikasi alat	L - 14	L - 15	L - 16
Kapasitas (16/jam)	0,8580 ltr/dtk	0,4616 ltr/dtk	0,4616 ltr/dtk
Jenis pompa			
Diameter (ir)	1,3839	14,2098	14,2098
Diamater dalam pipa (ft)	0,0874	1,1042	1,1042
Power pompa (Hp)	0,2443	49,31 Hp	49,31 Hp
Bahan konstruksi			
Jumlah	2	2	2

LAMPIRAN E -1

UNIVERSITAS

BOSOWA

Aisyah Palima & Suharni "Prarancangan Pabrik Asetaldehid Dari Etilen"

ANALISA EKONOMI

Untuk mengetahui suatu pabrik yang dirancang apakah menguntungkan atau tidak, maka perlu dilakukan analisa dari pabrik tersebut.

Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menganalisa suatu pabrik yang akan direncanakan. Faktor – faktor yang perlu diperhatikan adalah :

- a. Laju pengembalian modal (Rate of Return)
- b. Laju pengembalian modal (Pay of time)
- c. Interest Rate of Return (IRR)

Untuk menentukan faktor-faktor tersebut di atas, terlebih dahulu perlu diketahui :

- a. Total Capital Invesment (TCI)
- b. Total Production Cost (TPC)

1. Total Capital Invesment (TCI)

Total Capital Invesment adalah jumlah uang yang harus dikeluarkan untuk mendirikan suatu pabrik dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu. Dari hasil perhitungan diperoleh $TCI = Rp. 152.832.944.200$

Secara garis besar Total Capital Invesment (TCI) dapat dibagi dua, yaitu :

1. Fixed Capital Invesment (FCI)

Fixed Capital Invesment (FCI) adalah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi peralatan, pemasangan alat serta fasilitas

penunjang lainnya, sehingga pabrik dapat beroperasi. Dari hasil perhitungan diperoleh FCI sebesar Rp. 129.908.002.600,-

2. Working Capital Invesment (WCI)

Working Capital Invesment adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu (pada awal masa beroperasi).

Dari hasil perhitungan diperoleh WCI = Rp. 22.924.941.630,-

Modal tersebut terdiri dari :

- a. Modal kerja yang digunakan untuk pembelian bahan baku dan penyediaan gudang.
- b. Biaya produksi
- c. Pajak
- d. Gaji karyawan

Karena keterbatasan dana yang dibutuhkan untuk membuat analisa ekonomi secara terperinci (detail stimate) dalam prarancangan ini digunakan metode study estimate. Dimana suatu investasi pabrik dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik. Harga seluruh peralatan diperoleh Rp 2.837.426,-

2. Total Production Cost (TPC)

production cost adalah investasi yang harus dikeluarkan untuk mengoperasikan suatu pabrik baik langsung maupun tidak langsung. Secara umum production cost dapat dibagi dua bagian yaitu :

1. Manufacturing cost (ongkos pembuatan)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan yang berhubungan langsung dengan operasi pabrik. Manufacturing cost sebesar Rp. 147.973.566.000,-

Biaya ini diperoleh dari :

a. Direct Production Cost (biaya pengeluaran langsung)

Adalah biaya yang langsung membentuk hasil produksi. Yang termasuk biaya produksi langsung adalah biaya transportasi, bahan baku, upah buruh, perawatan dan perbaikan, power, utilitas, royalties, katalis, pengepakan dan laboratorium. Biaya-biaya ini ditetapkan atau turunnya tergantung dari volume kegiatan. Dari hasil perhitungan diperoleh direct production cost sebesar Rp.174.848.554.200,-

b. Fixed Charge (pengeluaran Tetap)

Adalah biaya yang tetap dari tahun ke tahun dan tidak berubah dengan adanya perubahan laju produksi. Biaya tersebut meliputi pajak, depresiasi, asuransi dan bunga bank. Dari hasil perhitungan diperoleh biaya tetap (fixed cost) sebesar Rp. 121.693.557.900,-

c. Plant Overhead

Meliputi kesejahteraan, pelayanan medis, fasilitas, rekreasi, fasilitas ruang dan pengepakan. Dari hasil perhitungan diperoleh plant overhead cost sebesar Rp. 8.742.427.710,-

d. General Expenses (GE)

Adalah biaya-biaya yang dikeluarkan untuk menunjang operasi pabrik.

Yang termasuk General Expenses adalah biaya administrasi, biaya pemasaran, distribusi, penelitian dan pengembangan, pajak pendapatan. Dari hasil perhitungan diperoleh General Expenses sebesar Rp. 26.874.988.170,-

3. Analisa Profitability (Analisa secara garis lurus)

Dalam analisa ini digunakan beberapa asumsi, yaitu umur pabrik 10 tahun dengan kapasitas masing-masing :

- a. Tahun pertama = 70 %
- b. Tahun kedua = 80 %
- c. Tahun ketiga = 100 %

Pajak pendapatan = 30 % dari laba kotor

1. Break Event Point (BEP)

Break event point adalah kondisi dimana pabrik tidak untung dan tidak rugi.

Break event point 55,21 %

2. Rate of return of Investment adalah keuntungan bersih rata-rata pertahun dibagi total investasi dikali 100 %. Return of investment dicapai 16,575%.

3. Interest Rate of Return (IRR)

Interest rate of return adalah beban discount yang mampu ditanggung oleh suatu perusahaan. Internal rate of return dicapai = 1,9 %

4. Cash Flow

Pembuatan cash flow dimasudkan untuk mengetahui sampai beberapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanam.

5. Rate On Invesment (laju pengembalian modal)

Adalah perbandingan antara uang yang diperoleh setiap tahun terhadap total investasi. Dari hasil perhitungan diperoleh laju pengembalian modal (ROI) sesudah pajak = 6,825 % dan waktu pengembalian modal (POT) sesudah pajak = 5,55 tahun

Menurut Aries dan Newton halaman 193 dan 196, syarat laju pengembalian modal minimum dan waktu pengembalian modal maksimum untuk industri kimia adalah 11% dan 5 tahun. Oleh karena itu Prarancangan Pabrik Asetaldehid dari Etilen ini, ditinjau dari analisa ekonomi memenuhi syarat dan layak untuk diteruskan ke dalam tahap perencanaan pabrik.

Perkiraan harga alat berdasarkan harga alat pada tahun 1990 (plant design and economics fr Chemical Engineering, Peters and Timmerhaus). Penentuan harga alat pada tahun 2008 (tahun perencanaan pendidikan pabrik), dihitung berdasarkan indeks Mashall dan Swff dengan persamaan sebagai berikut :

$$EX = EY (NX \cdot NY)$$

Dimana :

EX = Harga alat pada tahun dibeli

EY = Harga alat pada tahun 1990

NX = Indeks harga pada tahun dibeli

Ny = Indeks harga pada tahun 1990

Dari tabel 3 Peter hal 163. diperoleh indeks harga mulai dari tahun 1990 sampai tahun 2000. dengan menganggap kenaikan harga tetap tiap tahun merupakan fungsi linier sehingga tahun dan indeks harga pada tahun yang ditentukan merupakan persamaan garis lurus. Penentuan harga indeks dilakukan dengan metode Last Squares (Peters & Timmerhaus hal. 760)

Tabel Lamp.E.Indeks harga

No.	Tahun	Indeks harga (Y)
1.	1990	356
2.	1991	361,3
3.	1992	358,2
4.	1993	359,3
5.	1994	368,1
6.	1995	381,1
7.	1996	381,7
8.	1997	386,5
9.	1998	389,5
10.	1999	390,6
11.	2000	394,1

Dengan perhitungan regresi linier didapat Indeks harga pada tahun 2008 = 430,8048

Contoh perhitungan harga peralatan :

Pompa untuk reaktor

Dari fig. 14/56 Peters didapat harga untuk tahun 1990 = US\$ 2215

Maka harga alat untuk tahun 2008 adalah :

$$= \text{Harga alat tahun 1990} \times \frac{\text{Indeks harga tahun 2008}}{\text{Indeks harga tahun 1990}}$$

$$= \text{US\$ 2215} \times \frac{430.8048}{356}$$

$$= \text{US\$ 2680}$$

Dengan harga yang sama didapat harga peralatan yang lain :

A. Alat-alat Proses

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah	Harga/unit(US\$)	Harga Total (US\$)
1.	Pompa reaktor	L-201	2	2.680	5.360
2.	Pompa katalis	L-111	2	2.400	4.800
3.	Pompa Absorber	L-301	2	2.600	5.200
4.	Pompa Separator	L-311	2	2.000	4.000
5.	Pompa destilasi	L-321	2	2.400	4.800
6.	Pompa mixer	L-121	2	2.600	5.200
7.	Pompa refluks	L-326	2	1500	3.000
8.	Pompa reboiler	L-321	2	1.600	3.200
9.	Tangki etilen	F-100	1	216.046	216.046
10.	Tangki katalis	F-110	1	46.034	46.034
11.	Tangki mixer	M-120	1	75.130	75.130
12.	Tangki asetal	F-400	1	68.002	68.002
13.	Comps. Udara	G-133	1	120.430	120.430
14.	Reaktor	R-200	1	134.215	134.215
15.	Absorber	D-300	1	200.750	803.000
16.	Separator	F-310	1	165.227	165.227
17.	Menara.destilasi	D-320	1	101.500	101.500
18.	P.Oxidizer	D-130	1	187.820	187.820
19.	Akumulator	AC325	1	102.02	102.02
20.	Heater separator	E-312	1	25.641	25.641
21.	Heater mixing	E-122	1	19.652	19.652
22.	Cooler P.O	E-132	1	22.240	22.240
23.	Cooler destilasi	E-323	1	26.031	26.031
24.	Conden.separator	E-311	1	17.026	17.026
25.	Conden.destilasi	E-324	1	22.257	22.240
26.	Reboiler destilasi	E-322	1	25.614	25.614
27.	Filter udara	G-134	1	4.574	4.574
Total					2.126.201

B. Alat Utilitas

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga/unit(USS)	Harga Total(USS)
1.	Generator	1	120.000	120.000
2.	Boiler	1	170.000	170.000
3.	T. bahan bakar	1	25.000	25.000
4.	T. Clarifier	3	40.000	120.000
5.	T. Sand filter	3	7.000	21.000
6.	T.kat.exchanger	1	15.000	15.000
7.	T.anion exchang	1	15.000	15.000
8.	Cooling T.steam	1	7.525	7.525
9.	Cooling T.pend.	1	6200	6.200
10.	T. air sanitasi	1	8.500	8.500
11.	Pompa	2	12.500	25.000
12.	Pompa	2	4.500	9.000
13.	Pompa	2	12.500	25.000
14.	Pompa	2	12.500	25.000
15.	Pompa	2	4.200	8.400
16.	Pompa	2	4.200	8.400
17.	Pompa	2	13.000	26.000
18.	Pompa	2	11.000	22.000
19.	Pompa	2	11.000	22.000
20.	Pompa	2	4.300	8.600
21.	Pompa	2	7.500	15.000
22.	Pompa	2	4.300	8.600
			Total	711.225

Total harga peralatan alat proses & utilitas pada tahun 2008 adalah :

$$= \text{US\$ } 2.126.201 + \text{US\$ } 711.225$$

$$= 2.837.426 \times 10.000$$

$$= \text{Rp } 28.374.260.000$$

Diperkirakan harga import pengangkutan pembongkaran dan transfortasi 25% dari harga alat sehingga harga alat:

$$= 1,25 \times \text{US\$ } 28.374.260.000$$

$$= \text{Rp } 35.467.825.000$$

Harga bahan baku & pengendap

a. C₂H₄ (etilen)

$$\text{Kebutuhan} = 1501,5888 \text{ kg/jam}$$

$$1 \text{ kg} = \text{Rp } 4.500$$

$$\text{Harga tiap tahun} = 4500/\text{kg} \times 24 \text{ jam} \times 300 \text{ hari} \times 1501,5888 \text{ kg/jam}$$

$$= \text{Rp. } 53.516.624.830$$

b. Biaya utilitas

Bahan bakar :

$$\text{Kebutuhan} = 31.952 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 904,7848 \text{ liter/jam}$$

$$= 7.165.895.616 \text{ liter/tahun}$$

$$\text{Harga/liter} = \text{Rp } 1.900$$

$$\text{Harga bahan bakar pertahun} = \text{Rp } 13.615.201.670$$

c. Aluminium Sulfur (Al₂(SO₄)₃18H₂O)

$$\text{Kebutuhan} = 34,4311 \text{ kg/jam}$$

$$= 826,35 \text{ kg/hari}$$

$$= 272.695,5 \text{ kg/tahun}$$

Harga/kg = Rp 4.500

Harga/tahun = Rp 1.227.129.750

d. Amoniak (NH_3)

Kebutuhan = 9019.4113 kg/jam

Harga/kg = Rp 12.000

Harga/tahun = Rp 857.204.850.000

Harga total utilitas = Rp 44.109.894.120,-

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total gaji/bulan (Rp)
1.	Direktur utama	1	7.500.000	7.500.000
2.	Direktur	4	6.500.000	26.000.000
3.	Staf ahli	1	6.000.000	6.000.000
4.	Kepala bagian	8	6.000.000	48.000.000
5.	Kasir/Departemen	12	5.000.000	66.000.000
6.	Karyawan Shift	64	1.750.000	112.000.000
7.	Kary.non Shift	30	1.500.000	45.000.000
8.	Tenaga kesehat.	1	3.000.000	3.000.000
9.	Sekretaris	5	2.000.000	10.000.000
10.	Keamanan	3	750.000	2.250.000
11.	Pesuruh	10	500.000	5.000.000
12.	Sopir	5	600.000	3.000.000
Total				333.750.000

Jumlah gaji karyawan/bulan = Rp 333.750.000

Jumlah gaji karyawan untuk 1 tahun = $12 \times$ Rp 333.750.000

= Rp 4.005.000.000

CASH FLOW

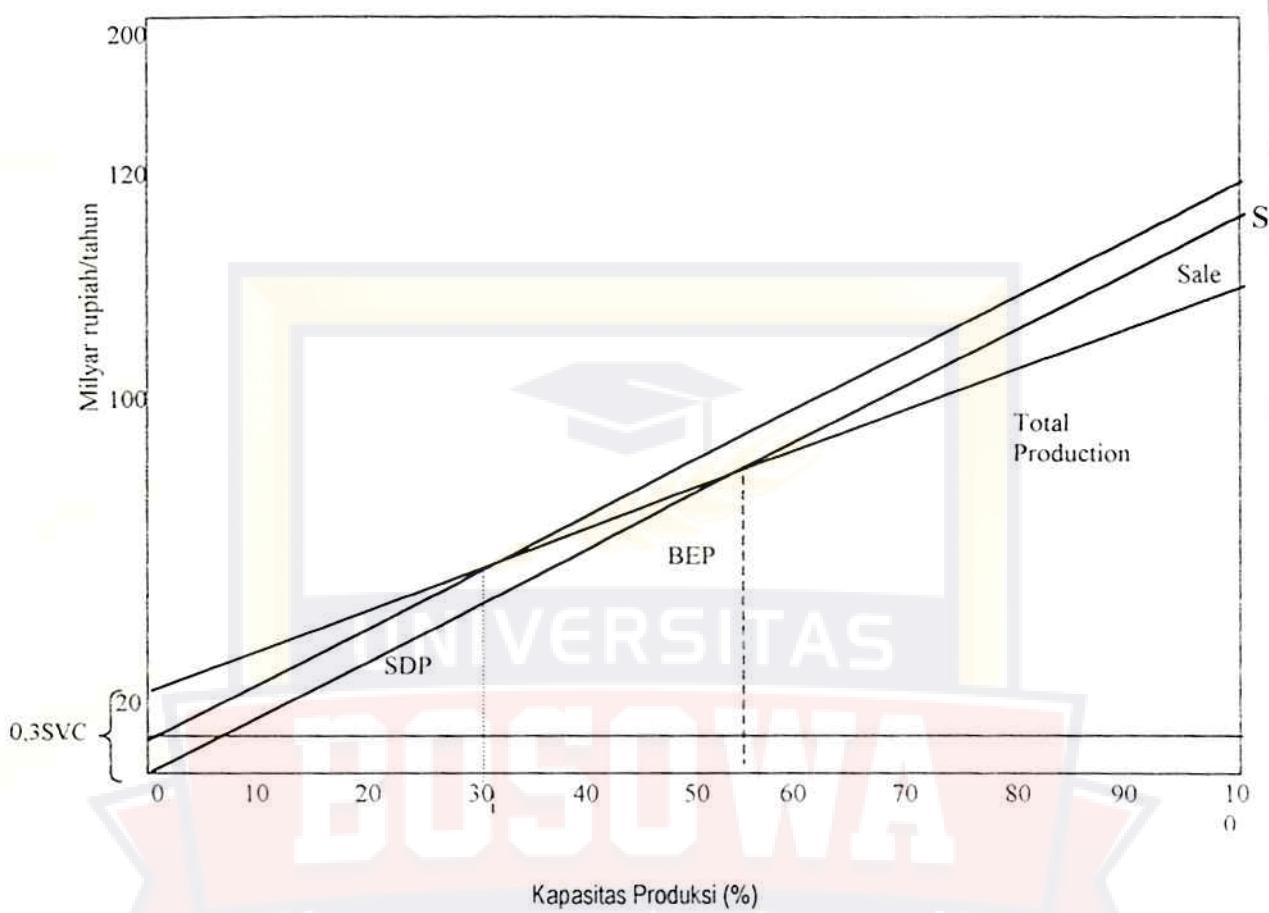
	Tahun	Kapasitas (%)	Modal Sendiri (Rp.)	Modal Pinjaman (Rp.)	Total Inventaris (Rp.)	Penjualan (Rp.)	Biaya Operasi (Rp.)	Laba Kotor (Rp.)	Laba Bersih (Rp.)
-1	-	-	-	-	-	-	-	-	-
0	-	61,133,177,680	-	30,566,588,840	91,699,766,520	132,825,000,000	122,393,987,940	10,431,012,060	7,823,259,045
1	70	-	-	-	151,800,000,000	139,878,843,360	11,921,156,640	8,940,867,480	
2	80	-	-	-	189,750,000,000	174,848,554,200	14,901,445,800	11,176,084,350	
3	100	-	-	-	189,750,000,000	174,848,554,200	14,901,445,800	11,176,084,350	
4	100	-	-	-	189,750,000,000	174,848,554,200	14,901,445,800	11,176,084,350	
5	100	-	-	-	189,750,000,000	174,848,554,200	14,901,445,800	11,176,084,350	
6	100	-	-	-	189,750,000,000	174,848,554,200	14,901,445,800	11,176,084,350	
7	100	-	-	-	189,750,000,000	174,848,554,200	14,901,445,800	11,176,084,350	
8	100	-	-	-	189,750,000,000	174,848,554,200	14,901,445,800	11,176,084,350	
9	100	-	-	-	189,750,000,000	174,848,554,200	14,901,445,800	11,176,084,350	
10	100	-	-	-	189,750,000,000	174,848,554,200	14,901,445,800	11,176,084,350	

Depresiasi (Rp.)	Pengembalian Pinjaman (Rp.)	Bunga 15% (Rp.)	Pinj. Yg Hrs Dikembalikan (Rp.)	Sisa Pinjaman (Rp.)	Pajak (Rp.)	Cashflow (Rp.)
-	-	-	-	-	-	-
6.610.276,814	3.820.823,605	4.584.988,326	8.405.811,931	26.745.765,235	2.607.753,015	14.433.535,859
6.610.276,814	3.820.823,605	5.349.153,047	9.169.976,652	22.924.941,630	2.980.289,160	15.551.144,294
6.610.276,814	3.820.823,605	4.584.988,326	8.405.811,931	19.104.118,025	3.725.361,450	17.786,361,164
6.610.276,814	3.820.823,605	3.820.823,605	7.641.647,210	15.283.294,420	3.725.361,450	17.786,361,164
6.610.276,814	3.820.823,605	3.056.658,884	6.877.482,489	11.462.470,815	3.725.361,450	17.786,361,164
6.610.276,814	3.820.823,605	2.292.494,163,00	6.113.317,768	7.641.647,210,00	3.725.361,450	17.786,361,164
6.610.276,814	3.820.823,605	1.528.329,442,00	5.349.153,047	3.820.823,605,00	3.725.361,450	17.786,361,164
6.610.276,814	3.820.823,605	764.164,721,00	4.584.988,326	-	3.725.361,450	17.786,361,164
6.610.276,814	0	0	0	0	3.725.361,450	17.786,361,164
6.610.276,814	0	0	0	0	3.725.361,450	17.786,361,164



Net Cashflow (Rp.)	$\frac{1}{(1+i)^n}$ $i=0,23$
10,612,712,254	12,773,040,583
11,730,320,689	12,178,827,077
13,965,537,559	12,326,840,491
13,965,537,559	10,908,708,399
13,965,537,559	9,653,724,247
13,965,537,559	8,543,118,803
13,965,537,559	7,560,282,126
13,965,537,559	6,690,515,156
17,786,361,164	5,920,809,873
17,786,361,164	5,239,654,754

Gambar XI. Grafik Break Event Point (BEP)



Keterangan :

- BEP = Break Event Point
- FC = Fixed Cost
- VC = Variabel Cost
- S = Total Penjualan
- SDP = Shut Down Point