

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
DISODIUM FOSFAT DIHIDRAT DARI ASAM FOSFAT
DAN SODIUM KARBONAT
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

SKRIPSI



Disusun oleh:

Muhammad Irfan Al Hamdan	121150005
Eric Sigit Nugroho	121150111

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S1
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL “VETERAN”
YOGYAKARTA
2021

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
DISODIUM FOSFAT DIHIDRAT DARI ASAM FOSFAT
DAN SODIUM KARBONAT
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan kepada Program Studi Teknik Kimia S1
Fakultas Teknik Industri
Universitas Pembangunan Nasional “Veteran”
guna melengkapi syarat-syarat untuk memperoleh gelar sarjana teknik kimia



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S1
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL “VETERAN”
YOGYAKARTA

2021

HALAMAN PENGESAHAN
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
DISODIUM FOSFAT DIHIDRAT DARI ASAM FOSFAT
DAN SODIUM KARBONAT
KAPASITAS 20.000/TAHUN

SKRIPSI



Doesen Pembimbing I

Dr. Adi Icham, S.T., M.T.,
NIP. 27106.96.0126.1

Doesen Pembimbing II

Ir. R.R. Endang Sulistyawati, M.T.,
NIP. 19610420 198903 2 001

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa atas limpahan rahmat dan karunia-Nya, sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi, dengan judul “Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan kapasitas 20.000 ton/tahun”.

Skripsi ini disusun dan diajukan sebagai tugas akhir guna melengkapi syarat-syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi Teknik Kimia S1, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.

Dalam penulisan skripsi ini, penyusun mendapatkan bimbingan, dukungan serta bantuan dari berbagai pihak. Untuk itu pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Dr. Adi Ilcham, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, UPN “Veteran” Yogyakarta dan selaku dosen pembimbing I yang telah membimbing dan memberikan saran hingga tugas akhir ini selesai.
2. Ibu Ir. R.R. Endang Sulistyawati, M.T., selaku dosen pembimbing II yang telah membimbing dan memberikan saran hingga tugas akhir ini selesai.
3. Bapak Ir. Wasir Nuri, M.T., dan Bapak Ir. I Ketut Subawa, M.T., selaku dosen pembimbing yang telah membimbing hingga akhir masa jabatannya.
4. Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu persatu yang telah memberikan banyak dukungan dan bantuan bagi penyusun.

Akhir kata penyusun mengharapkan semoga tugas akhir ini bermanfaat bagi penyusun pada khususnya, dan pembaca pada umumnya.

Yogyakarta, November 2021

Penyusun

LEMBAR PERSEMPAHAN

Puji syukur penulis panjatkan kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan karunia, rahmat dan hidayah-Nya maka skripsi yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan kapasitas 20.000 ton/tahun”** untuk memenuhi syarat lulus sarjana strata-1 (S1) pada Jurusan Teknik Kimia Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta dapat terselesaikan dengan baik.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan hingga dapat terselesaikannya skripsi ini tidak lepas dari bantuan, arahan, bimbingan dan dorongan dari berbagai pihak, maka melalui kesempatan ini penulis bermaksud menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Bapak Dr. M. Irhas Effendi, M.S. selaku Rektor Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta;
2. Ibu Ir. Mahreni, M.T., Ph. D. selaku Dekan Fakultas Teknik Industri Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta;
3. Bapak Dr. Adi Ilcham, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, UPN “Veteran” Yogyakarta dan selaku dosen pembimbing I yang telah membimbing dan memberikan saran hingga tugas akhir ini selesai.
4. Dosen dan Staf Tata Usaha jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, dan Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta yang telah memberikan ilmu dari awal penulisan hingga terselesaikannya skripsi ini;
5. Ibu Siti Diyar Kholisoh, S.T., M.T., selaku dosen wali penulis yang memberikan nasehat dan ilmunya;
6. Ibu Ir. R.R. Endang Sulistyawati, M.T., Bapak Ir. Wasir Nuri, M.T. dan Bapak Ir. I Ketut Subawa, M.T., selaku dosen pembimbing yang dengan sabar membimbing, mendampingi, dan memberi dukungan kepada penulis hingga tugas akhir ini selesai;

7. Bapak Dr. Ir. Harso Pawignyo M.T., dan selaku dosen penguji I pada sidang skripsi;
8. Bapak Ir. Purwo Subagyo, M.T., selaku dosen pembimbing pada Kerja Praktik dan menjadi dosen penguji II pada sidang akhir skripsi
9. Keluarga besar penulis yang menjadi sumber inspirasi dan penyemangat terbesar bagi penulis;
10. Sahabat serta rekan kuliah Eric Sigit Nugroho, S.T. yang telah menjadi partner dalam penggerjaan tugas perkuliahan, Kerja Praktek Industri, Kuliah Kerja Nyata, hingga penyelesaian skripsi;
11. Sahabat serta rekan kuliah Amethyst Valerie Andrian, S.T. yang telah menjadi partner dalam bertukar pikiran serta dalam penggerjaan tugas akhir penelitian;
12. Rekan-rekan kuliah asal Sumatera; Aziz Nur Rohman S.T., Robertinus Filustra Siregar, S.T., dan Septio Vincencius Sihaloho, S.T. yang telah membantu memberi masukan dan saran dalam penggerjaan tugas akhir;
13. Keluarga besar Teknik Kimia angkatan 2015;
14. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, yang turut membantu dan memberikan dukungan dalam penyusunan skripsi.

Penulis menyadari bahwa skripsi ini masih membutuhkan masukan dan saran dari berbagai pihak untuk mencapai kesempurnaan. Harapan penulis semoga skripsi ini dapat bermanfaat bagi pembacanya.

Yogyakarta, November 2021

Muhammad Irfan Al Hamdan

LEMBAR PERSEMPAHAN

Puji syukur penulis panjatkan kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan karunia, rahmat dan hidayah-Nya maka skripsi yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan kapasitas 20.000 ton/tahun”** untuk memenuhi syarat lulus sarjana strata-1 (S1) pada Jurusan Teknik Kimia Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta dapat terselesaikan dengan baik.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan hingga dapat terselesaikannya skripsi ini tidak lepas dari bantuan, arahan, bimbingan dan dorongan dari berbagai pihak, maka melalui kesempatan ini penulis bermaksud menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Bapak Dr. M. Irhas Effendi, M.S. selaku Rektor Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta;
2. Ibu Ir. Mahreni, M.T., Ph. D. selaku Dekan Fakultas Teknik Industri Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta;
3. Bapak Dr. Adi Ilcham, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, UPN “Veteran” Yogyakarta dan selaku dosen pembimbing kerja praktek serta dosen pembimbing I yang telah membimbing dan memberikan saran hingga tugas akhir ini selesai.
4. Dosen dan Staf Tata Usaha jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, dan Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta yang telah memberikan ilmu dari awal penulisan hingga terselesaikannya skripsi ini;
5. Bapak Dr. Eng. Y. Deddy Hermawan, S.T., M.T., selaku dosen wali penulis yang memberikan nasehat dan ilmunya;
6. Ibu Ir. R.R. Endang Sulistyawati, M.T., Bapak Ir. Wasir Nuri, M.T. dan Bapak Ir. I Ketut Subawa, M.T., selaku dosen pembimbing yang dengan sabar membimbing, mendampingi, dan memberi dukungan kepada penulis hingga tugas akhir ini selesai;

7. Bapak Dr. Ir. Harso Pawignyo M.T., dan selaku dosen penguji I pada sidang skripsi;
8. Bapak Ir. Purwo Subagyo, M.T., selaku dosen penguji II pada sidang akhir skripsi
9. Keluarga besar penulis yang menjadi sumber inspirasi dan penyemangat terbesar bagi penulis;
10. Sahabat serta rekan kuliah Apriyono, S.T. yang telah menjadi partner dalam bertukar pikiran serta dalam penggerjaan tugas akhir penelitian;
11. Sahabat serta rekan kuliah Muhammad Irfan Al-hamdan, S.T. yang telah menjadi partner dalam penggerjaan tugas perkuliahan, Kerja Praktek Industri, Kuliah Kerja Nyata, hingga penyelesaian skripsi;
12. Afriando Ryan Maulana, S.T. dan Maharani Inas Mahdiyyah, S.T. sebagai kakak angkatan penulis yang telah banyak membantu selama menempuh kuliah di Teknik Kimia UPN Yogyakarta dan mengerjakan tugas akhir.
13. Rekan-rekan kuliah Amethyst Valerie Andrian, S.T., Apriyono, S.T., Robertinus Filustra Siregar, S.T., dan Septio Vincencius Sihaloho, S.T. yang telah membantu memberi masukan dan saran dalam penggerjaan tugas akhir;
14. Keluarga besar Teknik Kimia angkatan 2015;
15. Teman-teman anggota maupun mantan anggota clan Mystearica yang telah memberi semangat selama penggerjaan tugas akhir.
16. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, yang turut membantu dan memberikan dukungan dalam penyusunan skripsi.

Penulis menyadari bahwa skripsi ini masih membutuhkan masukan dan saran dari berbagai pihak untuk mencapai kesempurnaan. Harapan penulis semoga skripsi ini dapat bermanfaat bagi pembacanya.

Yogyakarta, November 2021

Eric Sigit Nugroho

DAFTAR ISI

Halaman Judul.....	i
Halaman Pengajuan.....	ii
Halaman Pengesahan.....	iii
Kata Pengantar	iv
Lembar Pengesahan.....	v
Daftar Isi.....	ix
Daftar Tabel.....	xi
Daftar Gambar.....	xii
Intisari.....	xiii
Catatan Pendadaran.....	xiv
BAB I. PENDAHULUAN.....	1
A. Latar Belakang.....	1
B. Prospek Pasar.....	2
C. Tinjauan Pustaka.....	6
BAB II. PROSES PRODUKSI.....	18
A. Bahan Baku.....	18
B. Produk.....	20
C. Uraian Proses Singkat.....	22
D. Diagram Alir.....	24
E. Tata Letak Pabrik dan Alat Proses.....	26

BAB III. UTILITAS.....	28
A. Air.....	28
B. <i>Steam</i>	29
C. Listrik.....	29
D. Bahan Bakar.....	29
E. Udara Tekan.....	29
BAB IV. MANAJEMEN PERUSAHAAN.....	31
A. Bentuk Badan Usaha.....	31
B. Struktur Organisasi.....	31
C. Rencana Kerja.....	33
D. Sistem Penggajian Karyawan.....	36
E. Fasilitas dan Jaminan Sosial.....	37
BAB V. EVALUASI EKONOMI.....	38
A. Evaluasi Ekonomi.....	38
B. Analisis Kelayakan Ekonomi.....	39
BAB VI. KESIMPULAN.....	41

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Ekspor-Impor Disodium Fosfat Dihidrat di Indonesia.....	2
Tabel 1.2 Data Ekspor-Impor Disodium Fosfat Dihidrat di Beberapa Negara	4
Tabel 1.3 Kapasitas Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat yang telah berdiri.....	5
Tabel 1.4 Harga Bahan dan Produk dari Proses Kristalisasi.....	7
Tabel 1.5 Harga Bahan dan Produk dari Proses Netralisasi.....	8
Tabel 1.6 Perbandingan proses produksi.....	9
Tabel 1.7 Data ΔH_f° pada suhu 298 K.....	10
Tabel 1.8 Nilai kapasitas panas bahan baku dan produk.....	11
Tabel 3.1 Total kebutuhan air di dalam pabrik.....	28
Tabel 4.1 Jadwal kerja karyawan shift.....	34
Tabel 4.2 Rincian Jumlah Karyawan <i>Shift</i> bagian produksi.....	35
Tabel 4.3 Rincian Jumlah Karyawan <i>Shift</i> bagian utilitas.....	35
Tabel 4.4 Rincian Jumlah Karyawan <i>Shift</i> bagian lainnya.....	36

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik kapasitas impor Disodium Fosfat setiap tahun.....	3
Gambar 2.1. Diagram Alir Kuantitatif.....	24
Gambar 2.2. Diagram Alir Kualitatif.....	25
Gambar 2.3. Tata Letak Pabrik.....	26
Gambar 2.4. Tata Letak Alat Proses.....	27
Gambar 3.1. Diagram alir pengolahan air.....	30
Gambar 4.1. Struktur Organisasi.....	33
Gambar 5.1. Grafik analisis kelayakan ekonomi.....	40

INTISARI

Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan kapasitas 20.000 ton/tahun akan dibangun di Kawasan Industri JIPE Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah 33.470 m². Bahan baku Asam Fosfat berasal dari Yunnan Yuntianhua International Chemical Co., Ltd. dan untuk bahan baku Sodium Karbonat berasal dari AKR Corporindo yang berada juga di JIPE Gresik. Pabrik dirancang beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dan membutuhkan karyawan sebanyak 178 karyawan.

Proses pembuatan Disodium Fosfat diawali dengan melarutkan padatan Sodium Karbonat ke dalam Mixer (M-01) yang beroperasi pada suhu 95°C dan tekanan 1 atm . Larutan kemudian diumpulkan ke dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk yang disusun seri sebanyak 2 buah (R-01 dan R-02) untuk direaksikan dengan Asam Fosfat yang telah dikondisikan suhunya pada 95°C melalui pemanasan di Heat Exchanger (HE-01). Kondisi operasi reaktor dijaga pada suhu 95°C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis sehingga diperlukan air pendingin untuk menjaga suhu operasi. Produk hasil reaksi adalah Disodium Fosfat, gas Karbon Dioksida, dan Air. Gas Karbon Dioksida akan langsung dialirkan menuju UPL, sedangkan untuk larutan Disodium Fosfat dengan campuran bahan bakunya akan dijenuhkan dan dikurangi kandungan airnya menggunakan Evaporator (EV-01) dengan kondisi operasi suhu 106°C dan tekanan 1 atm. Setelah kandungan airnya berkurang, produk kemudian diumpulkan ke dalam Crystallizer (CR-01) untuk proses kristalisasi pada suhu 75°C dengan tekanan 1 atm. Produk Kristal Disodium Fosfat Dihidrat yang terbentuk beserta mother liquornya diumpulkan ke dalam Centrifuge (CF-01) untuk dipisahkan kristal dari mother liquornya. Mother liquor di recycle kembali menuju Mixer (M-01). Kristal yang masih basah akan dikeringkan di dalam Rotary Dryer (RD-01) menggunakan udara panas. Produk kristal Disodium Fosfat Dihidrat kemudian disimpan di dalam Silo (S-02). Utilitas yang diperlukan sebagai sarana pendukung pabrik adalah air yang dibeli dari pengelola JIPE Gresik sebanyak 26672,68 kg/jam untuk start-up dan sebanyak 7778,23 kg/jam untuk kebutuhan air make-up. Kebutuhan Steam sebesar 5438,5825 kg/jam. Daya listrik sebesar 223,20 kW diambil dari PLN. Disiapkan cadangan 1 buah generator dengan daya sebesar 350 kW. Kebutuhan bahan bakar diesel untuk menggerakkan generator dan boiler sebanyak 0,48 m³/jam. Udara tekan sebanyak 36 m³/jam.

Evaluasi ekonomi mencatatkan total kebutuhan Fixed Capital Investment (FC) pabrik ini sebesar \$10.604.370,- + Rp 154.176.939.542,-. Working Capital (WC) sebesar Rp 182.269.637.377,-. Manufacturing Cost (MC) sebesar Rp. 207.473.402.030,- + \$10.931.831,-. General Expenses (GE) sebesar Rp 85.132.906.136,-. Analisis ekonomi terhadap pendirian pabrik didapatkan nilai ROI sebelum dan sesudah pajak sebesar: 35,29% dan 28,23%. Nilai POT sebelum dan sesudah pajak adalah 2,21 tahun dan 2,62 tahun. Nilai BEP akan didapatkan pada 41,51% dari kapasitas produksi dan untuk nilai SDP akan didapatkan pada 19,96% kapasitas produksi. Terakhir untuk besaran nilai DCF didapatkan sebesar 26,81%. Berdasarkan pada data hasil analisis ekonomi tersebut, maka pabrik Disodium Fosfat Dihidrat layak untuk dikaji lebih lanjut.

CATATAN PENDADARAN

NAMA : MUHAMMAD IRFAN AL HAMDAN 121150005/TK
: ERIC SIGIT NUGROHO 121150111/TK

PEMBIMBING : Dr. Adi Ilcham, S.T., M.T.,
: Ir. R.R. Endang Sulistyawati, M.T.

PENGUJI : Dr. Ir. Harso Pawignyo, M.T.
: Ir. Purwo Subagyo, M.T.

A. Daftar Pertanyaan

1. Bagaimana cara kerja weight control pada tangki Silo ?

Jawab : weight control beroperasi dengan di set terlebih dahulu pada laju massa yang dikehendaki.

2. Apakah tangki silo tertutup atasnya ?

Jawab : tangki silo tertutup atasnya agar terhindar dari hujan dan sinar matahari karena ditaruh di luar gudang.

3. Berapa perbandingan mol bahan baku yang digunakan ?

Jawab : Kami menggunakan perbandingan mol 1 : 1,3 dengan bahan baku Sodium Karbonat yang dilebihkan.

4. Kenapa tidak digunakan 1 reaktor saja? Apa sudah dilakukan optimasi reaktor?

Jawab : Optimasi reaktor dilakukan sampai dengan penggunaan 4 unit reaktor. Di dapati penggunaan 2 reaktor lebih ekonomis. Jika digunakan 1 reaktor : Volume reaktor adalah 23933,5847 gall dan waktu tinggal 10,0783 jam. Dibandingkan penggunaan 2 reaktor: Volume reaktor adalah 5008,3489 gall dan waktu tinggal 2,1090 jam.

5. Mengapa digunakan Screw Conveyor-03 untuk pendinginan sedangkan proses selanjutnya adalah pengeringan?

Jawab : Pendinginan dilakukan agar suhu akhir saat penyimpanan tidak begitu tinggi, jika tidak didinginkan maka suhu akhir akan terlalu tinggi karena suhu operasi sebelum pendinginan 75°C.

B. Saran

1. Intisari dicek lagi karena kebutuhan steam tidak tercantum, kapasitas generator tidak sama dengan kapasitas dari PLN karena generator ada ukuran standar dan effisiensinya.
2. Kelarutan Na_2CO_3 diperbaiki kembali satuannya
3. Satuan panas pelarutan Na_2CO_3 diperjelas kembali
4. CO_2 keluar reaktor harus murni jika ingin dijual
5. Udara yang keluar dari RD membawa partikel debu, harus dipisahkan dengan menggunakan Cyclone
6. Impuritis pada bahan baku lebih baik tidak usah ditulis karena nilainya terlalu kecil dan tidak berpengaruh pada proses.
7. Udara masuk Rotary Dryer diperhatikan lagi komponen-komponennya karena seharusnya udara dikeringkan terlebih dahulu misalnya dengan silika gel atau juga dengan CaCl_2
8. Nomor arus 15 pada PEFD lebih baik ditaruh setelah keluar Rotary Drier.
9. Spesifikasi bahan baku disesuaikan kembali dengan yang dibeli di pasar, jangan mengikuti literatur.
10. Suhu steam terlalu tinggi 170°C sebaiknya dengan 140°C saja sudah mencukupi.
11. Metode pemasukan Na_2CO_3 dari SC-02 kedalam Mixer harus melalui Hopper.
12. Uap air hasil penguapan evaporator dapat dibuang karena tidak mencemari lingkungan
13. Cara masuk umpan slurry ke dalam Centrifuge lebih diperjelas pada PEFD
14. Penambahan proses screening setelah proses pengeringan untuk menyesuaikan ukuran produk dengan spesifikasi akhir.
15. Screw Conveyor ditambahkan sebelum Bucket Elevator-02 untuk memudahkan masuknya produk ke dalam bucket.
16. Boiler lebih baik menggunakan fuel oil daripada solar untuk bahan bakarnya.
17. Pada tabel arus PEFD diberi keterangan jumlah total.
18. Keterangan flow control pada PEFD ditambahkan.



BAB I

PENDAHULUAN

A. Latar Belakang

Indonesia perlu mengejar ketertinggalan di sektor industri apalagi dunia sekarang mulai memasuki revolusi industri fase ke 4. Sebagai negara berkembang, Indonesia tidak lagi hanya menjadi negara konsumen namun juga harus menjadi negara produsen. Ke depan, negara yang dapat memanfaatkan kemajuan teknologi dengan baik akan bisa menjadi kekuatan global. Namun sebaliknya, mereka yang tidak siap dan sibuk sendiri dengan urusan domestik takkan mampu bersaing. Dengan jumlah sumber daya manusia dan sumber daya alam yang melimpah, Indonesia memiliki peluang besar dalam pengembangan industri kimia. Munculnya pabrik-pabrik baru juga diharapkan dapat meningkatkan perkembangan di sektor perekonomian Indonesia.

Disodium Fosfat adalah padatan bewarna putih tidak berbau dan larut dalam air. Disodium Fosfat umumnya digunakan sebagai senyawa reagen dalam laboratorium dan juga penyangga dalam kimia analisis. Selain itu Disodium Fosfat juga digunakan dalam industri pembuatan detergen dan keramik, sebagai zat pewarna yang tajam, bahan pembuatan kertas tahan api, digunakan juga dalam pengolahan air umpan boiler, sebagai suplemen diet, industri pupuk, dan lain sebagainya (Pradyot Patnaik, 2003).

Untuk memenuhi kebutuhan Disodium Fosfat di Indonesia, pemerintah harus mendatangkan dari luar negeri seperti Thailand, Malaysia, Kuwait dan China. Dengan adanya pabrik ini, selain dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, juga dapat membantu pemerintah dalam penanggulangan masalah pengangguran di Indonesia yaitu dengan cara menciptakan lapangan pekerjaan baru yang mampu merekrut SDM dalam jumlah besar. Mengurangi impor Disodium Fosfat juga akan menghemat devisa negara karena tidak perlu lagi mengimpor dari negara lain.

Kebutuhan Disodium Fosfat di Indonesia yang masih belum dapat terpenuhi setiap tahunnya membuat kran impor Disodium Fosfat juga



semakin besar. Hal ini disebabkan di Indonesia belum ada pabrik yang bisa memproduksi Disodium Fosfat, sehingga tidak mampu memenuhi kebutuhan yang ada. Ketersediaan bahan baku pembuatan Disodium Fosfat yang diproduksi sendiri oleh pabrik dalam negeri mendukung untuk didirikannya pabrik Disodium Fosfat di Indonesia. Selain untuk pemenuhan kebutuhan dalam negeri, Disodium Fosfat merupakan komoditas ekspor yang sangat menguntungkan karena masih banyak negara lain yang membutuhkannya sedangkan baru sedikit negara yang bisa memproduksinya sendiri.

Berdasarkan uraian diatas, dengan melihat kebutuhan, peluang pasar, dan kesempatan yang ada, maka pendirian pabrik Disodium Fosfat perlu dipertimbangkan lebih lanjut dalam rangka substitusi impor Disodium Fosfat yang selama ini dilakukan Indonesia.

B. Prospek Pasar

1. Data Ekspor dan Impor

a. Data Ekspor dan Impor di Indonesia

Tabel 1.1. Data Ekspor-Impor Disodium Fosfat Dihidrat di Indonesia tahun 2008-2020

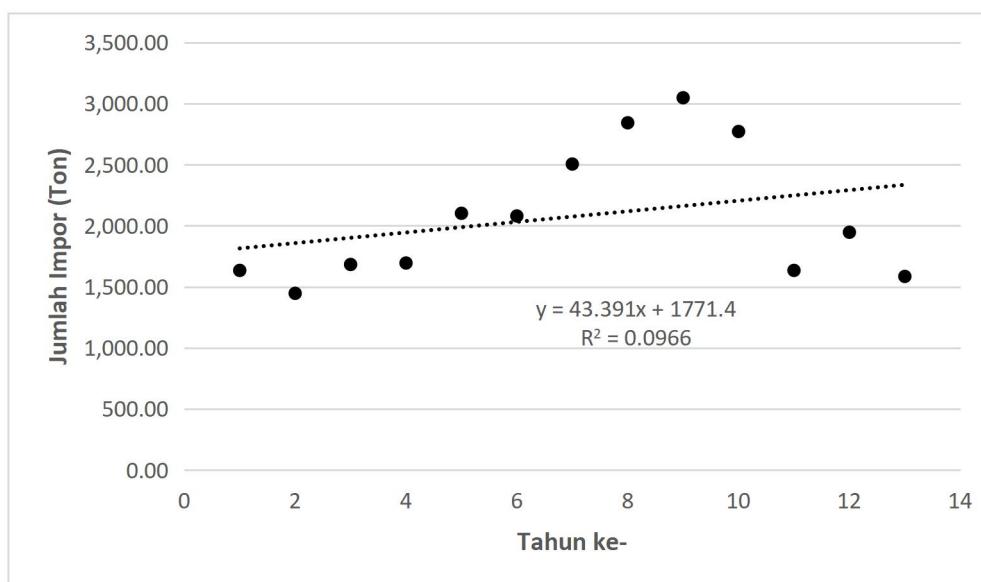
No	Tahun	Impor (TON)	Ekspor (TON)
1	2008	1.634,503	0
2	2009	1.446,816	0
3	2010	1.683,096	0
4	2011	1.694,957	0
5	2012	2.102,120	0
6	2013	2.080,156	0
7	2014	2.505,317	0,0060



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun

8	2015	2.843,135	17,7500
9	2016	3.048,244	6,0056
10	2017	2.771,826	4,2155
11	2018	1634,503	1,3500
12	2019	1946,955	0,0003
13	2020	1585,323	4,0000

Sumber : bps.go.id diakses pada 31 Maret 2021



Gambar 1.1. Grafik kapasitas impor Disodium Fosfat setiap tahun.

Dari grafik diatas, dengan metode regresi linier, maka didapat persamaan untuk mencari kebutuhan pada tahun tertentu dengan persamaan :

$$Y = 43,391 \cdot X - 1771,4$$

Keterangan :

Y = kapasitas (ton/th)

X = Tahun ke-n

Pabrik ini direncanakan beroperasi pada tahun 2028, sehingga untuk mencari kapasitas pada tahun 2028, maka X = 20.



Kapasitas pada tahun 2028 :

$$Y = 43,391 \cdot X - 1771,4$$

$$= 2639,22 \text{ Ton}$$

Sehingga diperkirakan pada tahun 2028, kebutuhan impor Disodium Fosfat akan mencapai **2639,22** Ton.

b. Data Ekspor dan Impor di Asia

Tabel 1.2 Data Ekspor dan Impor Disodium Fosfat Dihidrat beberapa negara di Asia tahun 2017-2020

No	Negara	Impor (Ton)			
		2017	2018	2019	2020
1	Thailand	7.508,34	10.879,62	7.124,41	-
2	Rep. of Korea	5.359,57	3.906,54	1.774,63	-
3	Malaysia	3.749,93	2.632,54	1.650,13	-
4	Filipina	2.674,69	2.860,19	2.902,94	-
5	India	1.065,59	1.204,91	2.295,35	4.333,02

No	Negara	Export (Ton)			
		2017	2018	2019	2020
1	China	26805,78	26.694,76	22.541,00	-
2	Japan	492,39	433,07	469,82	436,70
3	India	272,30	326,75	611,59	264,529
4	Rep. of Korea	24,18	38,31	59,09	-
5	Malaysia	13,09	15,95	58,75	-

Keterangan : - = tidak tersedia

Sumber: comtrade.un.org diakses pada 31 Maret 2021

c. Prediksi Kapasitas

Dalam memprediksi kapasitas Pabrik Disodium Fosfat ini, pertama dipelajari kapasitas dari pabrik-pabrik yang telah berjalan hingga saat ini.



Tabel 1.3 Kapasitas pabrik Disodium Fosfat Dihidrat yang telah berdiri

No.	Company	Location	Capacity (ton/tahun)
1	Sichuan Kindi May Science and Tech Co., Ltd.	Sichuan, China	20.000
2	Jinan Boss Chemical Industry Co., Ltd.	Shandong, China	12.000
3	Jiangsu Kolod Food Ingredient Co., Ltd..	Jiangshu, China	12.000
4	Lianyungang Keyun Imp&Exp Co., Ltd.	Jiangshu, China	60.000
5	Shanghai Merry Yang Enterprise Co., Ltd.	Shanghai, China	6.000

Sumber : alibaba.com diakses pada 24 November 2018

Kedua adalah dengan mempelajari kebutuhan eksport - impor Indonesia dan Negara lainnya. Diperkirakan bahwa pada tahun 2028 kebutuhan impor Disodium Fosfat Dihidrat Indonesia akan mencapai 2639,22 Ton. Terlihat pula bahwa China menjadi pengekspor terbanyak, sedangkan Thailand menjadi pengimpor terbanyak di Asia. Dengan didirikannya pabrik Disodium Fosfat di Indonesia, maka Indonesia dapat menjadi salah satu sumber utama untuk pemenuhan kebutuhan Disodium Fosfat di berbagai negara terutama di Asia Tenggara sendiri.

Sehingga ditetapkan kapasitas pabrik Disodium Fosfat Dihidrat adalah 20.000 Ton/tahun.

2. Sasaran Pasar

Banyaknya kegunaan Disodium Fosfat dalam berbagai industri, menjadikan sasaran pasarnya semakin luas. Target pasar yang diutamakan adalah untuk memenuhi kebutuhan produksi dalam negeri yaitu kepada industri detergen, keramik, dan pupuk.

Adapun perusahaan yang dijadikan sasaran penjualan adalah :

- Pupuk Indonesia, adalah Badan Usaha Milik Negara yang menjadi induk dari beberapa industri pupuk di Indonesia dan bertempat di Jakarta.



- PT. Platinum Ceramic Indonesia & PT Keramika Indonesia Assosiasi yang sama-sama memproduksi keramik dan bertempat di daerah Gresik.
- Unilever Indonesia dan Wings Group yang sama-sama memproduksi deterjen dan bertempat di Jakarta.

Selain dari perusahaan diatas, ditargetkan juga untuk penjualan ke beberapa negara di Asia yang masih membutuhkan produk Disodium Fosfat seperti negara Thailand, Filipina, Rep. Korea, dan lain-lain. Dengan demikian diharapkan dengan berdirinya pabrik ini juga dapat meningkatkan jumlah ekspor Indonesia ke negara lain.

C. Tinjauan Pustaka

1. Proses Produksi

a. Tinjauan Berbagai Proses

Proses pembuatan Disodium Fosfat (Na_2HPO_4) ada dua yaitu :

A. Pembuatan Na_2HPO_4 dengan Proses Kristalisasi

Proses mengikuti uraian dari George E. Taylor, 1942 (US Patent)

Persamaan reaksi yang terjadi :



Faith Keyes, 1960

Disodium Fosfat (Na_2HPO_4) dibuat dengan cara mereaksikan asam Fosfat (H_3PO_4) dengan natrium karbonat (Na_2CO_3). Na_2CO_3 berlebih dalam reaktor alir berpengaduk (RATB) pada fase cair dengan suhu 85-100°C dan tekanan 1 atm.

Kemudian hasil reaksi dilewatkan kedalam evaporator untuk diuapkan kandungan air berlebihnya dan menginisiasi pertumbuhan kristal. Selanjutnya produk dikristalkan dengan crystallizer dengan suhu dijaga pada 50-75°C. Lalu dimasukkan ke centrifuge untuk memisahkan kristal dengan cairan. Kemudian dimasukkan ke dalam dryer untuk mengeringkan produk akhir.



Yield yang dihasilkan pada proses ini adalah sebesar 90-95% (Faith Keyes, 1960).

Tabel 1.4 Harga Bahan dan Produk dari Proses Kristalisasi

Senyawa	BM (Kg/Kmol)	Harga (US \$/Kg)	BM x Harga (US \$/Kmol)
$\text{H}_3\text{PO}_{4(l)}$	106	0,60	63,6
$\text{Na}_2\text{CO}_{3(s)}$	98	0,20	19,6
$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	178	1,9	338,2

Sumber : alibaba.com, diakses pada 24 November 2018

$$\begin{aligned} \text{Potensial Ekonomi} &= \text{Nilai Produk} - \text{Biaya Bahan Baku} \\ &= [338,2 - (63,6 + 19,6)] \\ &= 255 \text{ US \$/Kmol} \end{aligned}$$

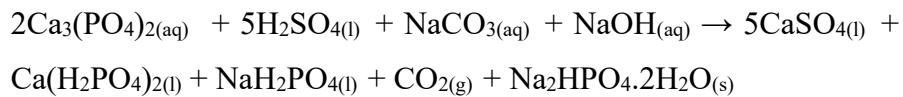
B. Pembuatan Disodium Fosfat dengan Proses Netralisasi

Bahan baku yang digunakan pada proses ini adalah batuan Fosfat ($\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$) dan asam sulfat dengan perbandingan 3:1 yang direaksikan pada digester dengan suhu operasi 80°C dan bertekanan atmosferik, sehingga membentuk Asam Fosfat dan garam Calcium Fosfat. Produk digester kemudian diumpulkan pada mixer. Pada mixer, campuran kemudian ditambahkan Soda Ash untuk bereaksi dengan Asam Fosfat menghasilkan Monosodium Fosfat. Produk mixer kemudian difiltrasi untuk memisahkan senyawa silikat. Larutan Monosodium Fosfat kemudian ditambahkan dengan Asam Sulfat untuk mengendapkan senyawa Calcinat, sehingga dihasilkan Calcium Sulfate (Coleman, J.H., US Patent, 1934).



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun

Persamaan reaksi yang terjadi :



Larutan Monosodium Fosfat dinetralisasi dengan penambahan Soda Ash sehingga didapat endapan besi dan aluminium. Larutan Monosodium Fosfat kemudian dipekatkan pada evaporator sampai dengan kadar 60% secara vakum dengan suhu 159° F (66°C). Larutan Monosodium Fosfat kemudian dikristalisasi pada crystallizer, sehingga dihasilkan kristal Monosodium Fosfat. Kristal Monosodium Fosfat kemudian dinetralisasi pada neutralizer dengan penambahan larutan encer Soda Ash (Na_2CO_3) dan sedikit larutan encer Soda Caustic (NaOH), sehingga dihasilkan disodium Fosfat Dodecahydrate. Produk Disodium Fosfat Dodecahydrate dikeringkan pada dryer sehingga sebagian air akan lepas dan membentuk kristal Disodium Fosfat. Yield yang didapat dengan proses ini 93%-95% (US Patent, 1934).

Tabel 1.5 Harga Bahan dan Produk dari Proses Netralisasi

Senyawa	BM (Kg/Kmol)	Harga (US \$/Kg)	BMxHarga (US \$/Kmol)
$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_{2(\text{aq})}$	310	0,13	40,3
$\text{H}_2\text{SO}_{4(\text{l})}$	98	0,21	20,58
$\text{NaCO}_{3(\text{aq})}$	106	0,19	20,14
$\text{NaOH}_{(\text{aq})}$	40	0,15	6
$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}_{(\text{s})}$	178	1,9	338,2

Sumber : alibaba.com, diakses pada 24 November 2018

$$\begin{aligned}\text{Potensial Ekonomi} &= \text{Nilai Produk} - \text{Biaya Bahan Baku} \\ &= [338,2] - [(2 \times 40,3) + (5 \times 20,58) + (20,14) + (6)] \\ &= 128,56 \text{ US } \$/\text{Kmol}\end{aligned}$$



b. Pemilihan Proses (Ekonomi, Teknis)

Tabel 1.6 Perbandingan Proses Produksi

No	Tinjauan	Macam Proses	
		Kristalisasi	Netralisasi
1	Bahan Baku	Na ₂ CO ₃ dan H ₃ PO ₄ ****	Ca ₃ (PO ₄) ₂ , H ₂ SO ₄ , dan NaCO ₃ **
2	Bahan Pembantu	- ****	NaOH **
3	Suhu	85-100°C ***	80°C ****
4	Tekanan	Atmosferis ****	Atmosferis ****
5	Yield	90-95% ***	93-95% ****
6	Potensial Ekonomi	255 US \$/Kmol ****	128,56 US \$/Kmol ***
	Jumlah	22	19

Keterangan :

* = Sangat Kurang ** = Kurang
*** = Baik **** = Sangat Baik

Dari uraian kedua proses pembuatan Disodium Fosfat yang telah dijelaskan diatas, maka proses yang memiliki potensial ekonomi tertinggi dan beragam keuntungan adalah proses pembuatan Disodium Fosfat dari Asam Fosfat dan Natrium Karbonat dengan proses Kristalisasi. Keuntungan dari proses ini adalah :

- Bahan baku tersedia di Indonesia
- Tidak menggunakan bahan pembantu
- Investasi yang lebih ekonomis dan instalasi peralatan yang lebih sederhana.

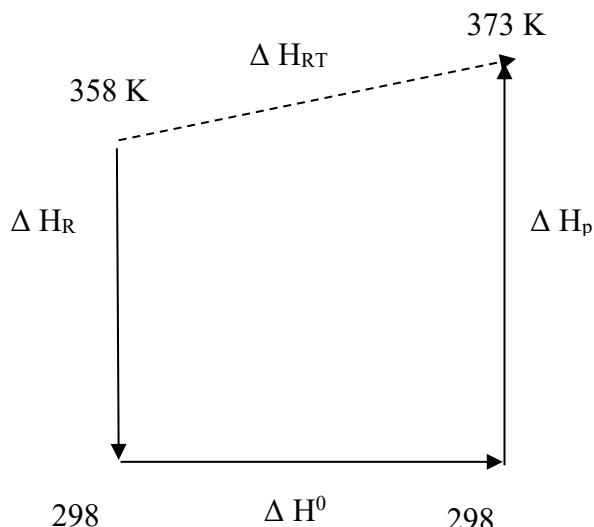


c. Tinjauan Termodinamika

Reaksi : $H_3PO_{4(l)} + Na_2CO_{3(aq)} \rightarrow Na_2HPO_{4(l)} + CO_{2(g)} + H_2O_{(l)}$

Kondisi operasi : $85^\circ C - 100^\circ C = 358\text{ K} - 373\text{ K}$

Tekanan : 1 atm



Sifat reaksi eksotermis atau endotermis dan *reversible* atau *irreversible* dapat dilihat dari tinjauan termodinamika. Data ΔH_f° pada suhu 298 K disajikan pada Tabel

Tabel 1.7 Data ΔH_f° pada suhu 298 K (Perry dan Green, 2008)

Komponen	ΔH_f°	Satuan
Na_2CO_3	-275,13	Kkal/mol
H_3PO_4	-309,32	Kkal/mol
Na_2HPO_4	-457	Kkal/mol
CO_2	-94,052	Kkal/mol
H_2O	-68,32	Kkal/mol

Reaksi yang terjadi



$$\begin{aligned}\Delta H_{f,298K} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= [(-457) + (-94,052) + (-68,32)] - (-275,13 + (-309,32)) \\ &= -100,452 \text{ Kkal/mol}\end{aligned}$$



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun

$$= -52,922 \text{ Kkal/mol}$$

$$= -221,574 \text{ kJ/mol}$$

$$= -221.574 \text{ J/mol}$$

Kapasitas Panas

Cp dalam J/mol.K

T dalam K

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Tabel 1.8 Nilai Kapasitas Panas Bahan Baku dan Produk

Senyawa	A	B	C	D
Na ₂ CO ₃	189,5350	-7,0 x 10 ⁻⁶	2,0 x 10 ⁻⁶	-5,2051x10 ⁻⁹
H ₃ PO ₄	8,90487x10 ⁻¹	5,33763 x10 ⁻⁴	-7,42939 x 10 ⁻⁷	2,12033x 10 ⁻⁶
Na ₂ HPO ₄	29,0	282 x 10 ⁻³	-2,6x10 ⁻⁵	
CO _{2(g)}	27,437	4,2315x10 ⁻²	-1,9555x10 ⁻⁵	3,997x10 ⁻⁹
H ₂ O _(l)	92,053	-3,9953x10 ⁻²	-2,1103x10 ⁻⁴	5,3469x10 ⁻⁷

(Yaws,1999), (Chase,1998) & (Nriagu,1984)

$$\begin{aligned} \Delta H_R &= \int_{358}^{298} \sum \Delta Cp_i dT \\ \Delta H_R &= \int_{358}^{298} Cp \text{ Na}_2\text{CO}_3 dT + Cp \text{ H}_3\text{PO}_4 dT \\ \Delta H_R &= \int_{358}^{298} [(189,5350 - 7,0 \times 10^{-6} T + 2,0 \times 10^{-6} T^2 \\ &\quad - 5,2051 \times 10^{-9} T^3) \\ &\quad + (8,90487 \times 10^{-1} + 5,33763 \times 10^{-4} T \\ &\quad - 7,42939 \times 10^{-7} T^2 + 2,12033 \times 10^{-6} T^3)] dT \\ \Delta H_R &= \left[\left(189,5350 T + \frac{-7,0 \times 10^{-6}}{2} T^2 + \frac{2,0 \times 10^{-6}}{3} T^3 \right. \right. \\ &\quad \left. \left. + \frac{-5,2051 \times 10^{-9}}{4} T^4 \right) \right. \\ &\quad \left. + \left(8,90487 \times 10^{-1} T + \frac{5,33763 \times 10^{-4}}{2} T^2 \right. \right. \\ &\quad \left. \left. + \frac{-7,42939 \times 10^{-7}}{3} T^3 + \frac{2,12033 \times 10^{-6}}{4} T^4 \right) \right] \Big|_{358}^{298} \end{aligned}$$

$$\Delta H_R = -11417,8 \text{ J/mol}$$



$$\Delta H_P = \int_{298}^{373} \sum \Delta Cp_i dT$$
$$\Delta H_R = \int_{298}^{373} \sum Cp \text{ Na}_2\text{HPO}_4 dT + Cp \text{ CO}_2 dT + Cp \text{ H}_2\text{O} dT$$
$$\Delta H_P = \int_{298}^{373} [(29.0 + 282 \times 10^{-3}T - 2.6 \times 10^{-5}T^2) \\ + (27.437 + 4.2315 \times 10^{-2}T - 1.9555 \times 10^{-5}T^2 \\ + 3.997 \times 10^{-9}T^3) + \\ + (92.053 - 3.9953 \times 10^{-2}T - 2.1103 \times 10^{-4}T^2 \\ + 5.3469 \times 10^{-7}T^3)] dT$$
$$\Delta H_P = \left[\left(29.0 T + \frac{282 \times 10^{-3}}{2} T^2 + \frac{-2.6 \times 10^{-5}}{3} T^3 \right) \right. \\ \left. + \left(27.437 T + \frac{4.2315 \times 10^{-2}}{2} T^2 + \frac{-1.9555 \times 10^{-5}}{3} T^3 \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{3.997 \times 10^{-9}}{4} T^4 \right) \right. \\ \left. + \left(92.053 T + \frac{-3.9953 \times 10^{-2}}{2} T^2 + \frac{-2.1103 \times 10^{-4}}{3} T^3 \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{5.3469 \times 10^{-7}}{4} T^4 \right) \right] \Big|_{298}^{373}$$
$$\Delta H_P = \left[\left(29.0 (373 - 298) + \frac{282 \times 10^{-3}}{2} (373 - 298)^2 \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{-2.6 \times 10^{-5}}{3} (373 - 298)^3 \right) \right. \\ \left. + \left(27.437 (373 - 298) + \frac{4.2315 \times 10^{-2}}{2} (373 - 298)^2 \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{-1.9555 \times 10^{-5}}{3} (373 - 298)^3 + \frac{3.997 \times 10^{-9}}{4} (373 - 298)^4 \right) \right. \\ \left. + \left(92.053 (373 - 298) + \frac{-3.9953 \times 10^{-2}}{2} (373 - 298)^2 \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{-2.1103 \times 10^{-4}}{3} (373 - 298)^3 \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{5.3469 \times 10^{-7}}{4} (373 - 298)^4 \right) \right]$$
$$\Delta H_P = 11921,19 \text{ J/mol}$$



- $\Delta H_{reaksi} = \Delta H_{reaktan} + \Delta H^{298} + \Delta H_{produk}$

$$\Delta H_{reaksi} = -11417,8 + -221574 + 11921,19$$

$$\Delta H_{reaksi} = -221071 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{reaksi} = -221,071 \text{ kJ/mol}$$

Dari perhitungan tersebut didapatkan ΔH_{reaksi} bernilai negatif sehingga dapat disimpulkan reaksi tersebut bersifat eksotermis.

Perhitungan harga ketetapan keseimbangan

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K$$

$$\frac{d(\ln K)}{dT} = \frac{-\Delta H_r}{RT^2}$$

Keterangan :

ΔG° : Energi bebas Gibbs standar ($T=298 \text{ K}$)

ΔH_r : Panas reaksi

K : Tetapan kesetimbangan

T : Suhu (K)

R : Konstanta gas ideal

Diketahui data ΔG° pada suhu 298 K sebagai berikut (Perry dan Green, 2008):

Na_2CO_3 : -1048 kJ/mol

H_3PO_4 : -1129 kJ/mol

Na_2HPO_4 : -1610 kJ/mol

CO_2 : -395 kJ/mol

H_2O : -237 kJ/mol

Reaksi yang terjadi



$$\Delta G_f^\circ = \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$= [(-1610 + (-395) + (-237)) - (-1048 + (-1129))] \text{ kJ/mol}$$

$$= -65 \text{ kJ/mol}$$

$$= -65000 \text{ J/mol}$$



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun

ΔG° standar bernilai -65 kJ/mol, sehingga reaksi layak berlangsung dan reaksi berlangsung secara spontan

Dicari konstanta kesetimbangan pada T = 298 K

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K$$

Dengan R = 8,314 J/mol K

$$K_1 = e^{\frac{\Delta G^\circ}{RT}}$$

$$K_1 = e^{-\frac{65000}{8,314 \times 298}}$$

$$K_1 = e^{26,235}$$

$$K_1 = 2,475 \times 10^{11}$$

$$\frac{d(\ln K)}{dT} = \frac{-\Delta H_r}{RT^2}$$

$$\int_{K_1}^{K_2} d(\ln K) = \int_{T_1}^{T_2} \frac{-\Delta H_r}{RT^2} \dots (x.x)$$

$$\frac{\ln K}{K_1} = \frac{-\Delta H_r}{R} \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \dots (x.x)$$

$$\frac{\ln K}{K_1} = \frac{-221.574}{8,314} \left[\frac{1}{363} - \frac{1}{298} \right] = 0,01601397865$$

$$\frac{k}{K_1} = e^{0,01601397865}$$

$$K = (2,475 \times 10^{11}) \times 1,01614289 = 2,51495365 \times 10^{11}$$

Dari perhitungan didapatkan nilai K yang sangat besar sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi tersebut bersifat *irreversible* atau searah

d. Tinjauan Kinetika

Persamaan reaksi pembuatan Disodium Fosfat adalah sebagai berikut :



Nilai konstanta kecepatan reaksi pembuatan Disodium Fosfat diperoleh dari jurnal penelitian (Widayatno, 2003).

$$k = 238,9131 e^{(-2006,023/T)} m^3/kmol.jam$$

Secara kinetika, reaksi pembentukan Disodium Fosfat akan bertambah besar seiring dengan naiknya suhu operasi. Reaksi dilangsungkan dalam tekanan atmosferis 1 atm dengan suhu reaksi 85°C – 100°. Tekanan



atmosferis digunakan agar larutan di dalam reaktor tetap berwujud cair, sehingga faktor tumbukannya terjaga besar.

e. Pemilihan Reaktor

Proses pembentukan Disodium Fosfat dilangsungkan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Dipilihnya reaktor ini dikarenakan :

- Reaksi terjadi dalam fasa cair yang homogen
- Reaksi berjalan secara kontinyu
- Karena tidak digunakan katalis, diperlukan pengadukan agar reaksi berlangsung cepat.

Selain itu terdapat keuntungan penggunaan reaktor RATB yaitu :

- Kontrol suhu dan aliran mudah dilakukan,
- Harga reaktor dan biaya operasi alatnya murah,
- Reaktor RATB juga memiliki kapasitas panas yang besar
- Bagian dalam RATB dapat dijangkau, sehingga mudah pembersihannya.

Sumber : <http://umich.edu> diakses pada 22 November 2018

f. Utilitas

Utilitas merupakan unit pendukung produksi yang menunjang kegiatan operasi pabrik sehingga dapat berjalan lancar selama 24 jam. Utilitas pabrik menyangkut kebutuhan penyediaan air, listrik dan energy.

Penyediaan air dalam pabrik terbagi atas; air pendingin, air komsumsi, dan air proses. Direncanakan ketiga jenis air ini akan diperoleh dari JIPE Gresik.

Penyediaan listrik dan energy diharapkan dapat memenuhi dan menjaga keberlangsungan aliran listrik dan energi di pabrik, maka selain menggunakan listrik dari PLN, disediakan generator listrik dengan bahan bakar diesel oil sebagai cadangan saat terjadi pemadaman. Diesel oil ini diperoleh dari PT. Pertamina.



g. Rencana Lokasi

Menentukan lokasi pendirian pabrik perlu mempertimbangkan faktor penunjang satu sama lainnya yang saling berkaitan. Lokasi suatu pabrik ditentukan oleh beberapa faktor diantaranya : fasilitas, lapangan kerja, sumber bahan baku, sarana transportasi, luas lahan yang dibutuhkan dan target pemasaran.

Dari uraian diatas maka kami mengambil keputusan bahwa perancangan pabrik Disodium fosfat ini akan didirikan di Wilayah Industri Terintegrasi JIipe Gresik (*Java Integrated Industrial and Port Estate*), Hal ini karena wilayah tersebut memiliki akses transportasi yang baik serta berdekatan dengan PT. AKR Corporindo yang menyediakan bahan baku Sodium Karbonat yang sekaligus dapat menjadi target pemasaran produk.

h. Kemasan

Produk akhir dari pabrik Disodium Fosfat adalah kristal padatan berukuran kecil, sehingga produk dapat dikemas menggunakan kertas rakitan atau drum yang sebelumnya telah dilapisi tas plastic pada bagian dalamnya dengan kapasitas 10, 25, dan 50 kg/ tas.

i. Penyimpanan

- Penyimpanan bahan baku

• Sodium Karbonat

Disimpan dalam container yang dijaga dingin, tertutup rapat (hygroscopic), dan dalam keadaan suhu rendah (maksimal 254°C). Kontainer disimpan dalam ruangan yang memiliki ventilasi udara yang baik untuk sirkulasi udara. Kontainer dijauhi dari segala benda yang tidak berhubungan dengannya seperti logam, asam, dll. (MSDS, Scienclab).

• Asam Fosfat

Disimpan dalam kontainer pada keadaan dingin, tertutup rapat, dan jauh dari benda atau bahan lain yang tidak berhubungan, seperti zat agen



oksidasi, bahan mudah terbakar, logam-logami, dan senyawa alkali. Asam fosfat mungkin saja dapat merusak permukaan container yang terbuat dari logam, Karenanya disimpan dalam papan fiber atau logam yang dilapisi dengan polietilen pada bagian dalamnya. Kontainer ini kemudian disimpan dalam ruangan yang dilengkapi dengan ventilasi udara yang memadai. (MSDS, Sciencelab)

- Penyimpanan Produk

- Disodium Fosfat Dihidrat

Disimpan dalam kontainer pada keadaan dingin, tertutup rapat, dan jauh dari benda atau bahan lain yang tidak berhubungan. (MSDS, Sciencelab).

- Karbon Dioksida

Disimpan dalam kontainer pada keadaan dingin tidak lebih dari 125°F (52°C). Pastikan drum tertutup dengan rapat dan erat agar tidak tumpah ketika tergeser. (MSDS, Sciencelab).



BAB II

PROSES PRODUKSI

A. Bahan Baku :

- **Asam Fosfat**

Dibeli dari Yunnan Yuntianhua International Chemical Co., Ltd., China

- Rumus molekul	: H_3PO_4
- Berat molekul ,	: 97,995 g/ gmol
- Kemurnian	: P_2O_5 minimal 75%
- Impuritis	: As 0,5 ppm, F 0,001% , Pb : 3,14 ppm, H_2O maks. 25%
- Bentuk	: Cair
- Bau	: Tidak berbau
- Warna	: Cokelat sampai hitam keruh
- Spesific gravity	: 1,834 (28,2 °C)
- Titik didih	: 261°C
- Toksisitas	: Dapat menyebabkan luka bakar serius pada kulit dan Kerusakan serius pada mata
- Sifat Korosi	: Sangat korosif terhadap logam besi dan paduannya
<i>-Flammability</i>	: Tidak mudah terbakar
-Kehilangan 0,5 H_2O pada suhu 312°C, menjadi pyrophosphate acid	

(Perry dan Green, 2008 dan Labchem MSDS, 2021)



- **Sodium Karbonat**

Dibeli dari AKR Corporindo

- Rumus molekul	: Na ₂ CO ₃
- Berat molekul	: 105,99 g/ gmol
- Titik lebur	: 851 °C
- Bentuk	: Kristal
- Warna	: Putih
- Bau	: Tidak berbau
- Massa jenis, pada 30°C	: 2,52-2,61 g/ ml
- Kemurnian bahan	: Na ₂ CO ₃ 99,4%,
- Impuritis	: H ₂ O 0,3%, NaCl 0,3%, : Fe 0,0030 mg/kg, : Na ₂ SO ₄ 0,0300 mg/kg.
- Spesific gravity	: 2,533 (30°C)
- Toksisitas	: Dapat menyebabkan iritasi pada kulit dan iritasi mata yang berbahaya
- Sifat Korosi	: Korosif terhadap plastik dan beberapa logam seperti aluminium, timah, seng dan kuningan seng
- <i>Flammability</i>	: Tidak mudah terbakar
- Kelarutan	
Pada suhu 0°C	: 7,1 gr/ 100 gr H ₂ O
Pada suhu 30°C	: 43,25 gr/ 100 gr H ₂ O

(Perry dan Green, 2008 dan Labchem MSDS, 2021)



B. Produk

• Disodium Fosfat Dihidrat

- Rumus molekul	: Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O
- Berat molekul	: 178 g/ gmol
- Warna	: Putih
- Bentuk	: Padatan Kristal
- Bau	: Tidak berbau
- pH	: 9.1 (25°C, 1% solution)
- Relative Density	: 2.07 (20°C)
- <i>Spesific gravity</i>	: -
- Titik leleh	: 245°C
- Toksisitas	: Dapat menyebabkan iritasi pada kulit, mata, dan saluran pernapasan
- <i>Flammability</i>	: Tidak mudah terbakar
- Bersifat higroskopis	
- Larut dalam air	
- Kelarutan	
Pada suhu 20°C	: 0,5 M
- Kemurnian	: ≥ 99%
- Impuritis	: H ₂ O 0,92%, NaCl 0,07%, Fe : 2,2 ppm, Na ₂ SO ₄ 0,2 ppm, As : 4,7 ppm, Pb 2,8 ppm

(<https://www.sigmaaldrich.com/ID/en/product/sigma/71643>
dan Avator MSDS,2021)



- **Karbon Dioksida (Produk Samping)**

- Rumus molekul : CO₂
- Berat molekul : 44
- Bentuk : Gas
- Berat jenis, 25°C : 1,8 g/ L
- Mencair pada suhu -56,6°C dan tekanan 5,2 atm
- Berat jenis cair, 0°C, 34 atm : 0,914 g/ mL
- Titik didih : -56,6°C
- Temperatur kritis : 31°C
- Berat jenis kritis : 94 cm³/mol
- Kelarutan dalam air
 - Pada 0°C : 173 mL/ 100mL
 - Pada 20°C : 88 mL/ 100mL
- Toksisitas : Jika terhirup pada konsentrasi rendah terjadi peningkatan pernapasan dan sakit kepala.
Dalam konsentrasi tinggi dapat menyebabkan sesak napas
- *Flammability* : Tidak mudah terbakar

(Pradyot Patnaik, 2002 dan Airgas MSDS,2021)



C. Uraian Proses Singkat

1. Persiapan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan *Disodium Fosfat* adalah asam fosfat (H_3PO_4) dan sodium karbonat (Na_2CO_3). Bahan baku sodium karbonat (Na_2CO_3) berupa padatan diantarkan dengan *Screw Conveyor* dari tangki Silo-01 menuju *Mixer* (M-01) untuk proses pelarutan. Pelarutan dilakukan dengan media pelarut air yang jumlahnya telah disesuaikan. Kondisi operasi mixer disesuaikan dengan kondisi umpan masuk reaktor yaitu pada suhu $95^{\circ}C$. Sedangkan H_3PO_4 disimpan dalam tangki penyimpanan dan diumpulkan ke dalam heater untuk dinaikkan suhunya menjadi $95^{\circ}C$.

2. Tahap reaksi

Sodium karbonat yang telah dilarutkan di mixer kemudian direaksikan dengan asam fosfat di dalam Reaktor (R-01 dan R-02) dengan kondisi operasi yaitu suhu $95^{\circ} C$ dan tekanan 1 atm. Kemudian produk utama yang dihasilkan yaitu Na_2HPO_4 . Produk akan dilanjutkan ke Evaporator (EV-01) untuk dipekatkan dengan mengurangi kadar airnya. Sedangkan hasil samping yang berupa CO_2 akan disalurkan ke unit pengolahan limbah (UPL).

3. Pembentukan Kristal Disodium Fosfat

Setelah pemekatan di Evaporator, Na_2HPO_4 dan sisa reaktan kemudian diumpulkan ke dalam kristalizer (CR-01) untuk proses pembentukan kristal. Kristal yang terbentuk berupa kristal *Disodium Fosfat Dihidrat* ($Na_2HPO_4 \cdot H_2O$). Dengan kondisi operasi tekanan 1 atm dan suhu $75^{\circ}C$. Kemudian kristal yang terbentuk dipisahkan dari *mother liquor*-nya menggunakan *Centrifuge* (CF-01). Mother liquor akan diumpulkan kembali ke dalam Mixer (M-01).



4. Pengeringan Kristal

Hasil kristal basah *Disodium Fosfat Dihidrat* dikeringkan dengan *Rotary Dryer* (RD-01). Pengeringan menggunakan udara panas yang dialirkan secara berlawanan arah.

5. Pengambilan Kristal

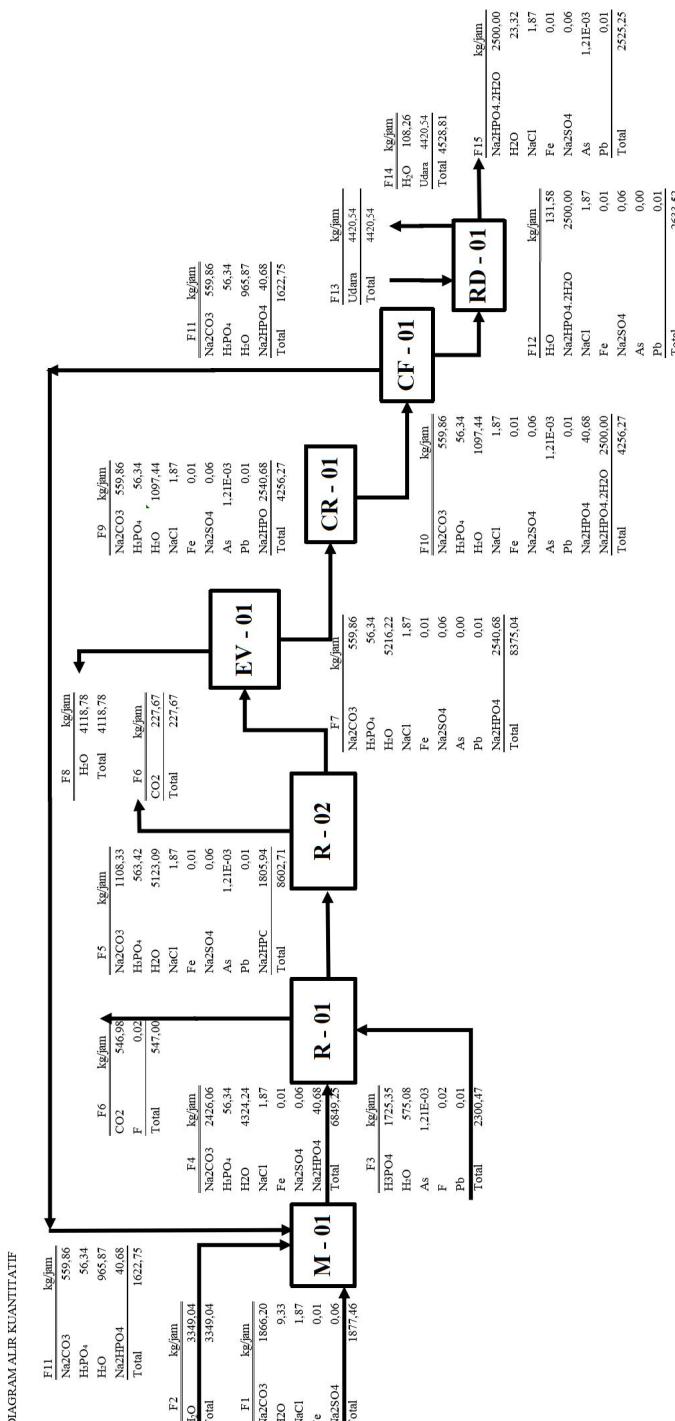
Kristal yang telah kering kemudian dibawa dengan *Bucket Elevator* menuju tangki silo penyimpanan produk.



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun

D. Diagram Alir

a. Diagram Alir Kuantitatif

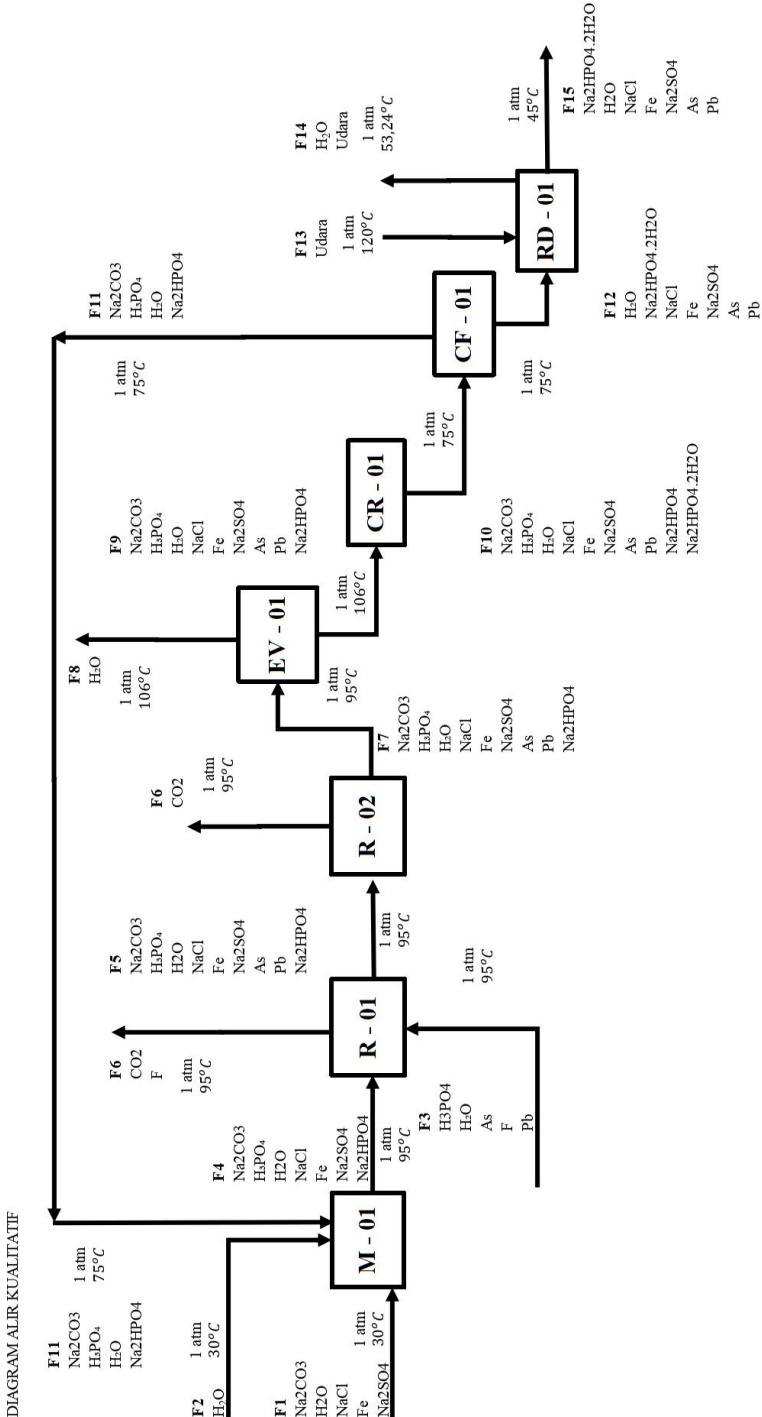


Gambar 2.1. Diagram Alir Kuantitatif



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun

b. Diagram Alir Kualitatif



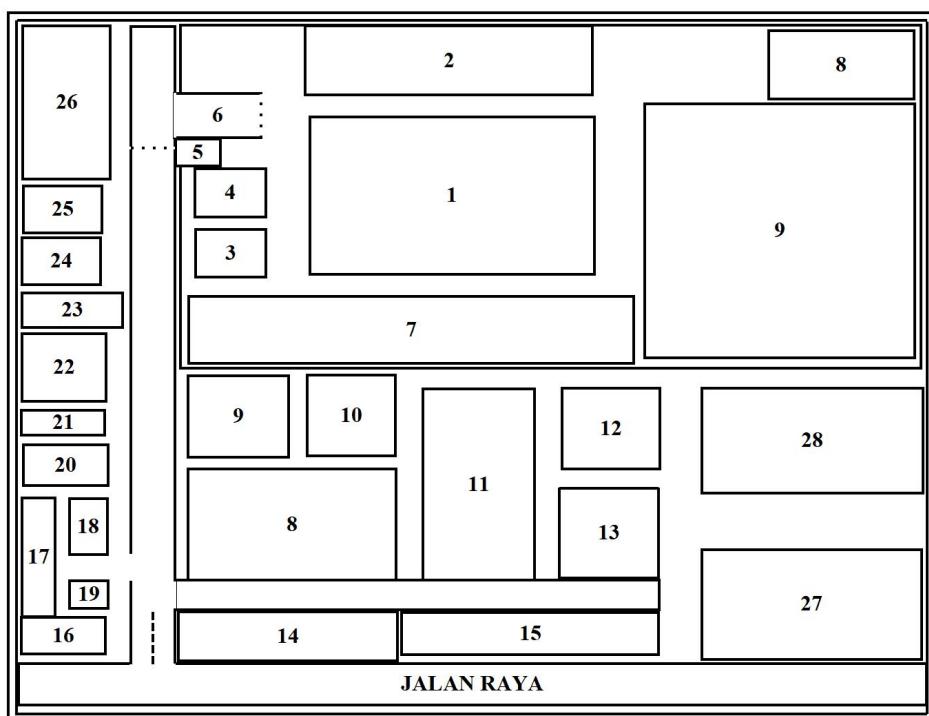
Gambar 2.2. Diagram Alir Kualitatif



E. Tata Letak Pabrik dan Alat Proses

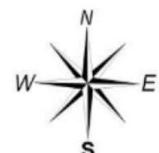
a. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik menentukan kedudukan dari area-area di sekitar pabrik seperti: area perkantoran, area proses, area perluasan, dsb. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik antara lain: efisiensi penggunaan lahan, fasilitas kebutuhan karyawan, keteraturan dalam penempatan bangunan, serta keamanan dan keselamatan kerja.



Skala 1 : 2000

Gambar 2.3. Tata letak pabrik



Keterangan :

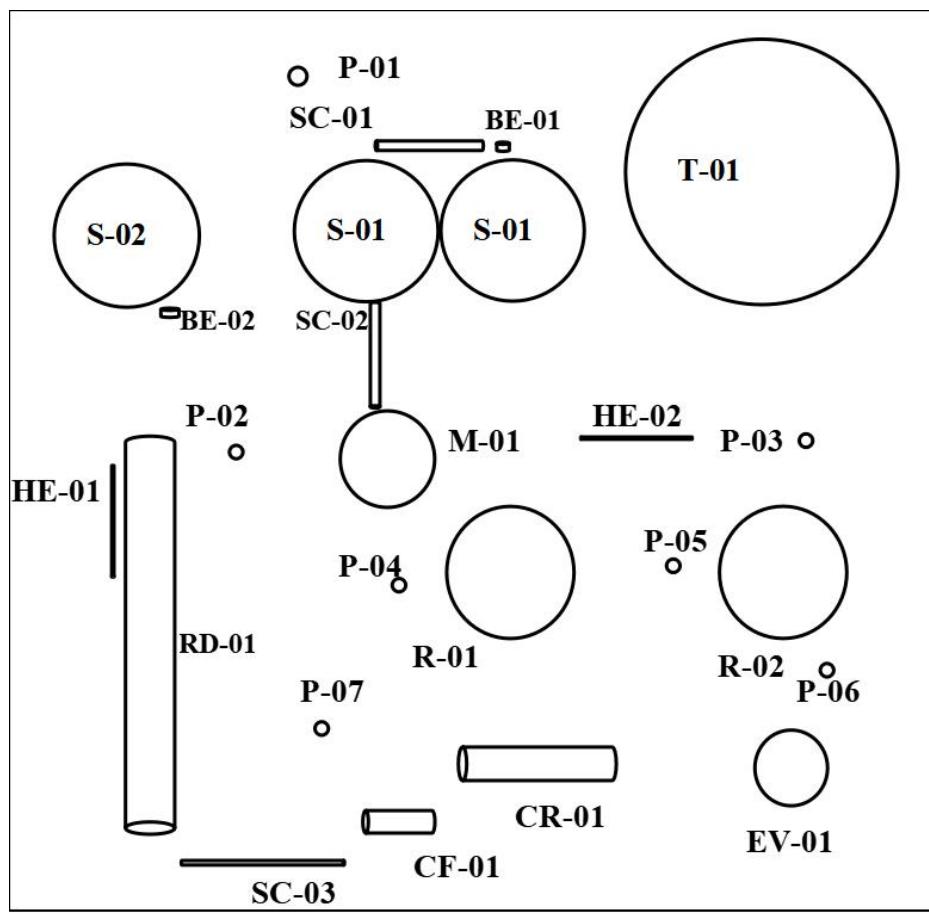
- | | |
|----------------------------------|----------------------|
| 1. Area Proses | 8. Power Station |
| 2. Area T. Bahan Baku dan Produk | 9. Area Perluasan |
| 3. Control Room | 10. Perpustakaan |
| 4. Laboratorium | 11. Gedung Serbaguna |
| 5. Pos Jaga | 12. Taman 1 |
| 6. Unloading Material | 13. Parkir Belakang |
| 7. Gudang | 14. Lapangan |



- | | |
|-------------------------|----------------|
| 15. Taman 2 | 22. Masjid |
| 16. Parkir Karyawan | 23. Poliklinik |
| 17. Parkir Tamu | 24. Damkar |
| 18. Parkir Direktur | 25. Bengkel |
| 19. Pos Jaga | 26. Utilitas |
| 20. Kantin dan Koperasi | |
| 21. Taman 3 | |

b. Tata Letak Alat pada Area Proses

Tata letak alat harus disusun saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya. Jarak dari setiap alat harus diperhatikan sehingga semua alat memiliki ruang yang cukup untuk kemudahan pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja.



Gambar 2.4. Tata letak alat pada area proses



BAB III

UTILITAS

Utilitas adalah sistem yang mendukung keberlangsungan proses industri yang berlangsung dari hari ke hari secara kontinyu. Sistem utilitas meliputi penyediaan air, *steam*, energi, dan udara tekan.

A. Kebutuhan Air

Air merupakan kebutuhan pokok yang wajib untuk dipenuhi. Baik untuk kebutuhan proses maupun untuk kebutuhan rumah tangga. Untuk memenuhi kebutuhan air ini, pabrik akan membeli dari pengelola Kawasan Industri Terintegrasi Gresik JIipe yang mana akan menjadi lokasi untuk pembangunan pabrik sendiri. Pengelola Kawasan Industri JIipe telah memiliki instalasi pengolahan air sendiri, sehingga untuk memenuhi kebutuhan air dalam pabrik sendiri akan diambil dari sini.

Tabel 3. 1 Total kebutuhan air saat start-up

Kebutuhan Air	Jumlah (kg/jam)
Air pendingin	14386,64
Air proses	3349,04
Air untuk pembuatan steam	5438,58
Air kantor dan perumahan	2885,74
Air hidran dan servis	612,67
Total	26672,68

Kebutuhan air make-up akibat hilangnya sejumlah air selama proses produksi berlangsung, yaitu sebesar = 7778,23 kg/jam



B. Steam

Steam digunakan sebagai media pemanas pada alat-alat proses yang membutuhkan pemanas. Dihasilkan dari unit boiler dengan laju sebesar 5035,72 kg_{steam}/jam untuk memenuhi kebutuhan produksi pabrik.

C. Listrik

Kebutuhan listrik dalam pabrik meliputi kebutuhan listrik dari alat-alat proses produksi dan utilitas, serta untuk kebutuhan listrik di area non-produksi (perkantoran, perumahan, lab, dll.). Total kebutuhan listrik adalah 191,61 kW. Kebutuhan ini akan dipenuhi dari PLN dengan daya sebesar 223,2 kW. Disediakan juga generator dengan daya 350 kW untuk persiapan bila terjadi pemadaman atau hal lainnya.

D. Bahan Bakar

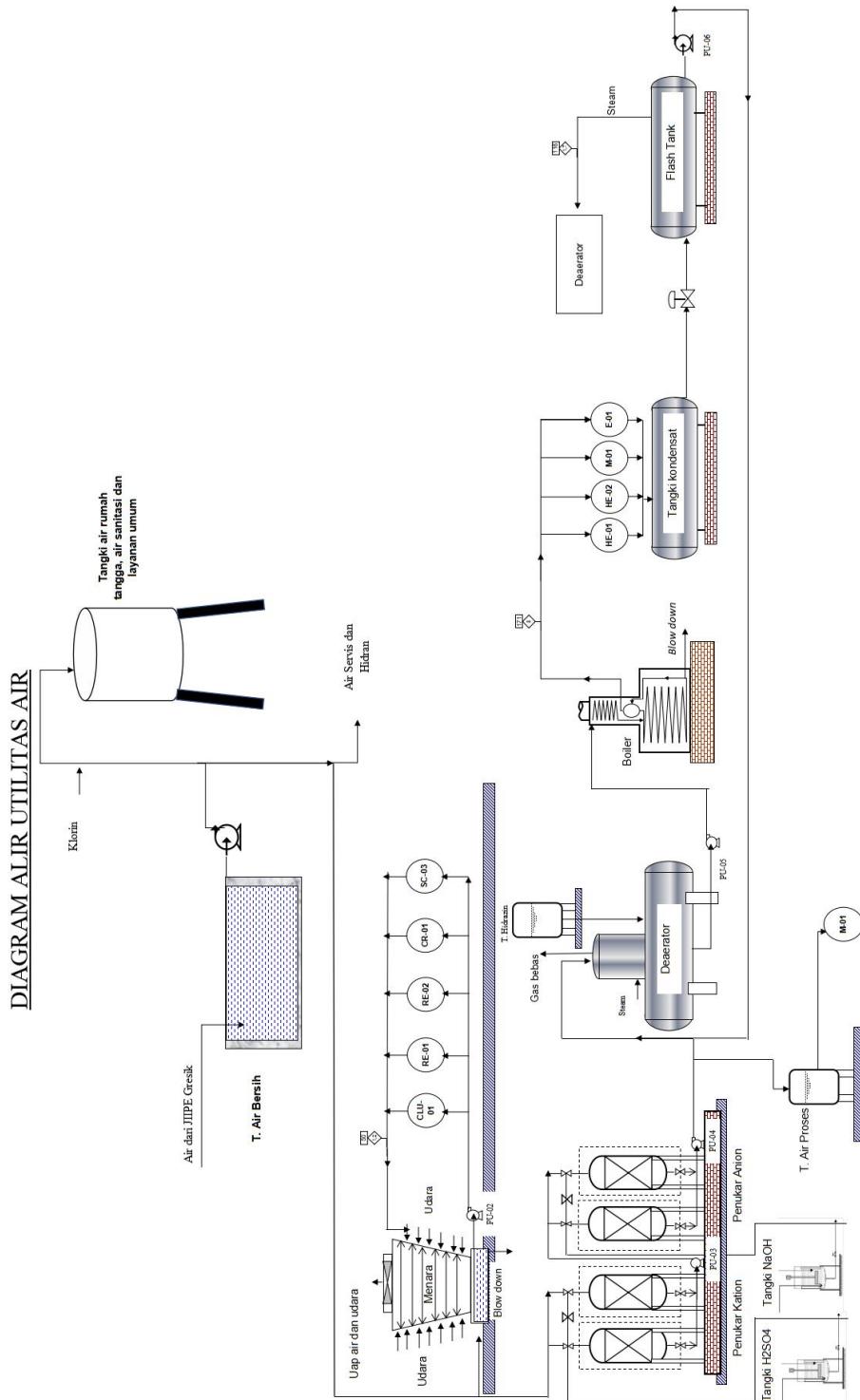
Bahan bakar *diesel oil* digunakan untuk bahan bakar pada *boiler* dan generator. Total kebutuhan bahan bakar adalah 0,5139 m³/jam.

E. Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai media penggerak dari instrumentasi pengendalian alat. Udara dibersihkan dari pengotor, dinaikkan tekanannya, dan disimpan dalam keadaan suhu ruang. Total kebutuhan udara tekan sebesar 36 m³/jam dengan tekanan 4 atm.



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun



Gambar 3. 1Diagram alir pengolahan air



BAB IV

MANAJEMEN PERUSAHAAN

A. Bentuk Badan Usaha

Dipilih bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah suatu badan hukum untuk menjalankan usaha yang memiliki modal terdiri dari saham-saham, yang pemiliknya memiliki bagian sebanyak saham yang dimilikinya. Karena modalnya terdiri dari saham-saham yang dapat diperjualbelikan, perubahan kepemilikan perusahaan bisa dilakukan tanpa perlu membubarkan perusahaan.

Perseroan terbatas merupakan badan usaha dan besarnya modal perseroan tercantum dalam anggaran dasar. Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi pemilik perusahaan sehingga memiliki harta kekayaan sendiri. Setiap orang dapat memiliki lebih dari satu saham yang menjadi bukti pemilikan perusahaan. Pemilik saham mempunyai tanggung jawab yang terbatas, yaitu sebanyak saham yang dimiliki. Apabila utang perusahaan melebihi kekayaan perusahaan, maka kelebihan utang tersebut tidak menjadi tanggung jawab para pemegang saham. Apabila perusahaan mendapat keuntungan maka keuntungan tersebut dibagikan sesuai dengan ketentuan yang ditetapkan. Pemilik saham akan memperoleh bagian keuntungan yang disebut dividen yang besarnya tergantung pada besar-kecilnya keuntungan yang diperoleh perseroan terbatas.

Selain berasal dari saham, modal PT dapat pula berasal dari obligasi. Keuntungan yang diperoleh para pemilik obligasi adalah mereka mendapatkan bunga tetap tanpa menghiraukan untung atau ruginya perseroan terbatas tersebut.

(https://id.wikipedia.org/wiki/Perseroan_terbatas)

B. Struktur Organisasi

Diterapkan bentuk sistem organisasi *line and staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir



secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya.

Pemilihan penerapan sistem organisasi ini juga dikarenakan kelebihan dari sistem tersebut yang antara lain :

- a) Dapat digunakan dalam organisasi skala besar dengan susunan organisasi yang kompleks dan pembagian tugas yang beragam.
- b) Lebih mudah dalam pelaksanaan, pengawasan, dan pertanggungjawaban.
- c) Dapat menghasilkan keputusan yang logis dan sehat.
- d) Memungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap pekerjaan.
- e) Cocok untuk perubahan yang cepat.

Menyesuaikan dengan kebutuhan dan keadaan dalam pabrik, maka disusun struktur organisasi yang disertai dengan tugas dari masing-masing bagian adalah sebagai berikut:

- a) Dewan Komisaris :

Bertugas menentukan program dan mengawasi jalannya perusahaan dan mereka adalah wakil dari pemegang modal saham perusahaan.

- b) Direktur Utama :

Bertugas memimpin dan mengorganisir jalannya perusahaan secara keseluruhan baik secara teknis maupun non teknis serta ekonomis sesuai dengan yang ditetapkan direksi dan bertanggung jawab penuh atas proses operasi dalam pabrik.

- c) Direktur :

Bertugas membantu Direktur Utama dalam melaksanakan tugas yang bersifat teknis, organisasi, dan administrasi.

- d) Kepala Bagian :

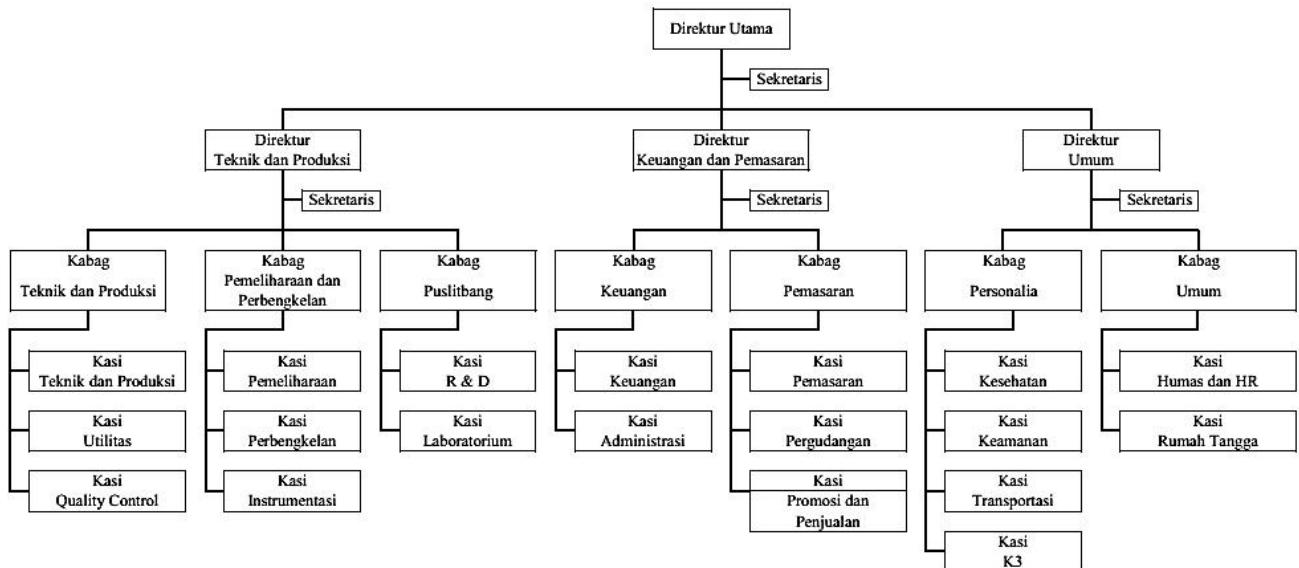
Bertugas membantu Direktur dalam mengelola pabrik.

- e) Kepala Seksi :

Bertugas membantu kepala bagian dalam melaksanakan tugas-tugasnya.



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun



Gambar 4. 1 Struktur Organisasi

C. Rencana Kerja

Jumlah tenaga kerja yang direncanakan adalah sebanyak x orang. Pabrik akan beroperasi secara kontinyu selama 24 setiap harinya dengan lama waktu operasi setahun 330 hari. Sisa harinya akan digunakan untuk maintenance alat-alat pabrik.

Karyawan dibedakan atas dua kategori, yaitu :

a) Karyawan Non-Shift

Karyawan pada kategori ini tidak terkait dalam proses produksi secara langsung. Mereka yang termasuk dalam kategori ini adalah golongan kepala seksi dan yang berada diatasnya serta semua karyawan bagian umum.

Jam kerja yang berlaku untuk kategori ini adalah 5 hari dalam seminggu dengan jam kerja maksimum 45 jam per minggunya. Lebih dari itu akan dihitung sebagai jam lembur. Jam lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja.

Jam kerja untuk para karyawan pada kategori ini diatur dengan perincian sebagai berikut :

Hari Senin- Kamis : Pukul 07.00 – 12.00 WIB

: Pukul 13.00 – 16.00 WIB



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun

Hari Jumat : Pukul 07.00 – 11.30 WIB

: Pukul 13.00 – 16.00 WIB

Hari Sabtu dan Minggu Libur.

b) Karyawan Shift

Karyawan pada kategori ini adalah mereka yang terkait langsung dalam proses produksi. Karyawan ini mengatur kelangsungan jalannya proses produksi hingga keamanan pabrik.

Sistem kerja karyawan adalah pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Dikarenakan pabrik beroperasi selama 24 jam per hari secara terus menerus, pembagian shift diberlakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu lainnya libur.

Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut:

Shift I : Pukul 07.00 – 15.00

Shift II : Pukul 15.00 – 23.00

Shift III : Pukul 23.00 – 07.00

Pergantian shift dilakukan setiap 3 hari sekali. Pada hari minggu maupun hari libur (tanggal merah) semua karyawan shift tetap masuk kerja.

Tabel 4. 1 Jadwal kerja karyawan shift

REGU	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	

Dengan keterangan :



= Libur

A, B, C, D

= Regu kerja

I, II, III

= Jadwal shift



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun

c) Rincian Jumlah Karyawan

i. Karyawan non-shift

Jumlah karyawan dalam perusahaan mengikuti struktur organisasi pada gambar 4.1 berjumlah 82 orang karyawan.

ii. Karyawan shift

Jumlah karyawan shift dalam pabrik berjumlah 96 orang karyawan dan dirinci dalam tabel berikut :

Tabel 4. 2 Rincian jumlah karyawan shift bagian produksi

Karyawan Shift Bagian Produksi				
No.	Alat Proses	Jumlah Alat	*Man/Hour	Jumlah/Regu
1	Mixer	1	0,5	0,5
2	Reaktor	2	0,5	1
3	Evaporator	1	0,5	0,5
4	Crystallizer	1	0,25	0,25
5	Centrifuge	1	0,5	0,5
6	Rotary Dryer	1	0,25	0,25
7	Heater	2	0,25	0,5
8	Silo	5	0,25	1,25
9	Screw Conveyor	3	0,25	0,75
10	Bucket Elevator	2	0,25	0,5
11	Pompa	7	0,125	0,875
12	Tangki H ₃ PO ₄	1	0,125	0,125
Jumlah karyawan				7
Total jumlah karyawan untuk 4 shift				28

Tabel 4. 3. Rincian jumlah karyawan shift bagian utilitas

Karyawan shift bagian utilitas				
No.	Alat Proses	Jumlah Alat	*Man/Hou r	Jumlah/Reg u
1	Bak Air Bersih	1	0,25	0,25
2	Bak Air RT dan Kantor	1	0,25	0,25
3	Cooling Tower	1	0,25	0,25
4	Ion Exchanger	2	0,25	0,5
5	Dearator	1	0,5	0,5



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun

6	Boiler	1	0,25	0,25
7	Tangki Kondensat	1	0,25	0,25
8	Tangki Klorin	1	0,25	0,25
10	Tangki Air Proses	1	0,25	0,25
11	Tangki H ₂ SO ₄	1	0,25	0,25
12	Tangki NaOH	1	0,25	0,25
13	Tangki Hidrazin	1	0,25	0,25
14	Pompa	6	0,25	1,5
15	Tangki Udara Tekan	1	0,25	0,25
16	Flash Tank	1	0,25	0,25
17	Blower	1	0,25	0,25
18	Tangki Bahan Bakar	1	0,25	0,25
Jumlah karyawan				6
Total jumlah karyawan untuk 4 shift				24

*Data *man/hour* diambil dari Robert S. Aries, 1955

Tabel 4. 4. Rincian jumlah karyawan shift bagian lainnya

karyawan Shift Lainnya				
No.	Jabatan	Jumlah orang per regu	Jumlah regu	Jumlah karyawan
1	Keamanan	2	4	8
2	Supervisor	1	4	4
3	Listrik dan Instrumentasi	2	4	8
4	Control Room	2	4	8
5	Laboratorium	2	4	8
6	K3	2	4	8
Jumlah karyawan				44

Total jumlah karyawan shift = 96 karyawan shift

D. Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian didasarkan dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Segi latar belakang pendidikan
- Segi pengalaman kerja/ keahlian dan masa kerja
- Segi lingkungan kerja (beban kerja)



Gaji karyawan akan dibayarkan setiap awal bulan dengan besaran yang sesuai dengan jabatan/golongan dan ditambah dengan tunjangan-tunjangan yang menjadi haknya.

E. Fasilitas dan Jaminan Sosial

- a) Fasilitas dan jaminan sosial yang diberikan perusahaan guna meningkatkan kesejahteraan karyawan. Terdiri atas :
 - Tunjangan istri-suami sebesar 25% dari gaji pokok.
 - Tunjangan anak sebesar 2% dari gaji pokok.
 - Izin cuti selama 12 hari setiap tahun dan mendapat uang cuti setara dengan 1 bulan gaji.
- b) Fasilitas dinas yang diberikan perusahaan mengikuti kemajuan dan perkembangan perusahaan. Terdiri atas :
 - Fasilitas air bersih.
 - Fasilitas kesehatan bagi karyawan dan keluarga.
 - Seragam kerja sebanyak 2 rangkap yang lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 1 kali dalam setahun.
 - Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang berumah jauh dari lokasi pabrik.
 - Fasilitas peribadatan yang berupa masjid di lingkungan perusahaan.
 - Bonus tambahan gaji setiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan yang diperoleh perusahaan dan juga memberikan uang tunjangan hari raya.
 - Fasilitas asuransi kepada setiap karyawan yang terdiri atas asuransi kesehatan, asuransi kesehatan, dan asuransi hari tua.



BAB V

EVALUASI EKONOMI

A. Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi dari pra rancangan pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat mengkaji kelayakan dari pendirian pabrik.

a) Fixed Capital Investment (FCI)

Merupakan modal investasi dalam fasilitas produksi dan sarana pendukungnya.

$$FCI = \$10.604.370 + Rp\ 154.176.939.542$$

b) Working Capital

Merupakan modal kerja untuk menjalankan fasilitas produksi pabrik selama waktu tertentu.

$$WC = Rp\ 182.269.637.377$$

c) Manufacturing Cost

Manufacturing Cost adalah biaya-biaya yang terjadi dalam perusahaan selama satu periode beroperasi. Terdiri atas :

$$MC = Rp.\ 207.473.402.030,- + US\$ 10.931.831$$

d) General Expense

General Expense adalah pengeluaran bersifat umum (diluar proses produksi) yang mencakup biaya administrasi, penjualan, penelitian, dan keuangan.

$$GE = Rp\ 85.132.906.136$$



e) Analisis Keuntungan

Dengan besar pajak sebesar 20% :

Keuntungan sebelum pajak = Rp. 128.135.361.745,89 /tahun

Keuntungan setelah pajak = Rp. 102.508.289.396,71 /tahun

B. Analisis Kelayakan Ekonomi

Analisis ekonomi yang ditinjau :

- *Return on Investment (ROI)*

Adalah besaran keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Dengan analisis ROI akan diketahui kapan modal akan dapat dikembalikan. (Aries, 1955)

ROI Sebelum Pajak = 35,29%

ROI Setelah Pajak = 28,23%

- *Pay Out Time (POT)*

Adalah lama waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap (*Fixed Capital*) berdasarkan laba tahunan. (Aries, 1955)

POT Sebelum Pajak = 2,21 tahun

POT Setelah Pajak = 2,62 tahun

- *Break Even Point (BEP)*

Adalah kondisi dimana pabrik tidak mendapati keuntungan dan tidak pula mendapati kerugian dari hasil penjualan sebagian produk dari kapasitas produksinya. (Aries, 1955)

BEP = 41,51%

- *Shut Down Point (SDP)*

Adalah kondisi dimana apabila saat pabrik berproduksi ataupun tidak, lalu berhasil menjual sebagian kapasitas produksinya, pabrik hanya mampu mengembalikan *Fixed Capital Investment (FCI)*.

SDP = 19,96%

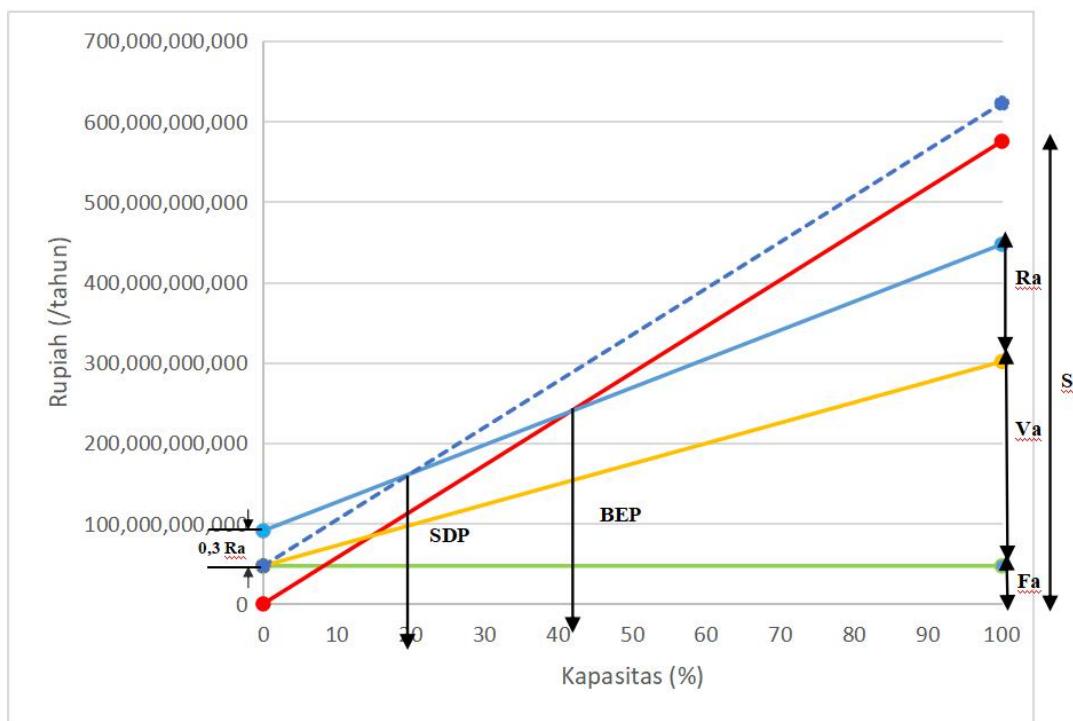


- *Discounted Cash Flow (DCF)*

Adalah besaran perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun. Didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik.

$$DCF = 26,81\%$$

Grafik menentukan *Break Even Point* :



Gambar 5. 1 Grafik Analisis Kelayakan Ekonomi

Keterangan :

Sa = Sales

Va = Variable Cost

Ra = Regulated Cost

Fa = Fixed Cost



BAB VI

KESIMPULAN

1. Prarancangan pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat kapasitas 20.000 ton/tahun yang akan didirikan di area JIPE Gresik, Jawa Timur dengan luas 33.467 m^2 dan jumlah karyawan sebanyak 178 karyawan. Bahan baku Asam Fosfat berasal dari Yunnan Yuntianhua International Chemical Co., Ltd dan untuk bahan baku Sodium Karbonat berasal dari AKR Corporindo yang berada pada area yang sama (JIPE Gresik).
2. Dari peninjauan terhadap segi ekonomi, total Fixed Capital Investment (FC) pabrik ini sebesar \$10.604.370,- + Rp 154.176.939.542,-. Working Capital (WC) sebesar Rp 182.269.637.377,-. Manufacturing Cost (MC) sebesar Rp. 207.473.402.030,- + US\$ 10.931.831,-. General Expenses (GE) sebesar Rp 85.132.906.136,-. Analisis ekonomi terhadap pendirian pabrik didapatkan nilai ROI sebelum dan sesudah pajak sebesar: 35,29% dan 28,23%. Nilai POT sebelum dan sesudah pajak adalah 2,21 tahun dan 2,62 tahun. Nilai BEP akan didapatkan pada 41,51% dari kapasitas produksi dan untuk nilai SDP akan didapatkan pada 19,96% kapasitas produksi. Terakhir untuk besaran nilai DCF didapatkan sebesar 26,81%. Berdasarkan pada data hasil analisis ekonomi tersebut, maka pabrik Disodium Fosfat Dihidrat layak untuk dikaji lebih lanjut.



DARTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Badan Pusat Statistik, *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*, vol. I 2005-2009, Jakarta.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc., Wiley Eastern Limited, Charles E. Tuttle co, New York.
- Brownell, L. E., and Young E. H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, New York.
- Faith, W.L., Lowenheim, F.A., Moran, M.K., 1975, *Faith, Keyes, and Clark's Industrial Chemicals*, 4th ed., John Willey and Sons, New York.
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd, Tokyo.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1964, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 2nd ed., vol. 5, Intersci.Pub.Ad.of John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Lange, N.A., 1934, *Lange's Handbook of Chemistry*, Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 2001, *Applies Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, 3rd ed., vol. 1, 2, 3, Gulf Pub. Co., Houston.
- Mc Cabe, W.L., Smith, J.C, dan Harriott, P., 1985, *Unit Operation of Chemical Engineer*, 3rd ed., Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Nevers, Noel de. 2005. Fluid Mechanics for Chemical Engineers, Third Edition. Singapura : McGraw-Hill



Pradyot, Patnaik., 2002, *Handbook of Inorganic Chemicals*, Mc. Graw Hill Book

Co., New York.

Perry, R.H., and Green , D., 1984, *Perry's Chemical Engineers Handbook* , 8th ed.,
Mc. Graw Hill Book Co., New York.

Peter, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1991, *Plant Design and Economics for
Chemical Engineers*, 4th ed., Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.

Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, 1st ed., Mc. Graw Hill, New
York.

Richardson, J. F., and J. H. Harker. 2002. *Coulson and Richardson's Chemical
Engineering*, Volume 2, 5th ed., Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.

Smith, R., 2005, *Chemical Process Design and Integration*, John Wiley and Sons
Ltd., USA.

Towler, G., and Sinnott, R., 2008, *Chemical Engineering Design Principles,
Practice and Economics of Plant and Process Design*, Elsevier Inc., UK.

Treyball, R.E., 1984, *Mass Transfer Operation*, 3rd ed., Mc. Graw Hill Kogakusha
Ltd., Tokyo.

United States Patent, Patent Number 1,825,965, Date of Patent Oct. 6, 1931.

Production of Disodium Phosphates

United States Patent, Patent Number 1,961,127, Date of Patent June. 5, 1934.

Making Disodium Phosphates

United States Patent, Patent Number 2,390,400, Date of Patent Dec. 4, 1945.

Production of Sodium Phosphates.



United States Patent, Patent Number 2,468,455, Date of Patent Apr. 26, 1949.

Production of Disodium Phosphates Dihydrate.

Ullmann, *Encyclopedia of Industry Chemistry*, 6th ed., Wiley Vch, New York.

Walas, S.M., 1990, *Chemical Process Equipment*, Butterworth-Heinemann, USA.

White, F.M., *Fluid Mechanics*, 4th ed., Mc. Graw Hill, New York.

Yaws,C.L.,1999, *Chemical Properties Handbook*, Mc. Graw Hill Co., Inc., New York.

<https://www.alibaba.com/>, diakses hari Selasa, 20 Juli 2021, Pukul 14.00 WIB.

<http://www.bi.go.id/web/id/Moneter/KursBankIndonesia/KursTransaksi/>, diakses hari Selasa, 20 Juli 2021, Pukul 14.00 WIB.

<http://www.bps.go.id>, diakses hari Rabu, 31 Maret 2021, Pukul 19.00 WIB.

<http://www.comtrade.un.org>, diakses hari Rabu, 31 Maret 2021, Pukul 19.00 WIB.

https://www.engineeringtoolbox.com/fossil-fuels-energy-content-d_1298.html, diakses hari Minggu, 15 September 2019, Pukul 19.00 WIB.

<https://www.gmdu.net/tags-Disodium-Phosphate-p1.html>, diakses hari Kamis, 22 November 2018, Pukul 20.00 WIB.

<https://www.jiipe.com/id/home/blogDetail/id/336>, diakses hari Minggu, 11 Oktober 2020, Pukul 14.00 WIB.

<https://www.ksb.com>, diakses hari Rabu, 11 November 2020, pukul 10.30 WIB.

<https://www.labchem.com/>, diakses hari Selasa, 20 Juli 2021, Pukul 14.00 WIB.

<https://www.paulmueller.com/equipment/silos/standard-silo>, diakses hari Minggu, 11 Oktober 2020, Pukul 14.00 WIB

<https://www.phasediagram.dk/phase-diagrams-for-binary-salt-solutions/>, diakses



Prarancangan Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat dengan Kapasitas 20.000 Ton/tahun

hari Jumat, 1 November 2019, Pukul 15.00 WIB. .

<http://www.rumah.com>, diakses hari Rabu, 28 Juli 2021, Pukul 20.00 WIB.

<https://www.spencerturbine.com/products/blowers/>, diakses hari Minggu, 11

Oktober 2020, Pukul 14.00 WIB

<http://www.umich.edu>, diakses pada 22 November 2018, Pukul 20.00 WIB.

<https://webbook.nist.gov>, diakses hari Sabtu, 24 Agustus 2019, Pukul 19.00 WIB.

LAMPIRAN

1. Daftar Spesifikasi dan Harga Unit Alat Proses

Tabel A. Spesifikasi dan Harga Alat Proses

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	P (atm)	T (°C)	Ukuran (m)	Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
M-01	Mixer	Melarutkan kristal Sodium Karbonat dengan pelarut air	<i>Tangki Silinder Tegak Berpengaduk</i>	1,00	Inlet = 95 Outlet = 95	Do = 2,13 H = 3,88	SS-SA167	36.390,16	1
R-01	Reaktor	Mereaksikan Sodium Karbonat dengan Asam Fosfat membentuk Disodium Fosfat	<i>RATB</i>	1,00	Inlet = 95 Outlet = 95	Do = 2,89 H = 3,50	SS-SA167	115.759,34	1
R-02	Reaktor	Mereaksikan Sodium Karbonat dengan Asam Fosfat membentuk Disodium Fosfat	<i>RATB</i>	1,00	Inlet = 95 Outlet = 95	Do = 2,89 H = 3,50	SS-SA167	115.759,34	1

EV-01	Evaporator	Menguapkan sebagian kandungan air dari produk reaktor	<i>Short Tube Vertical Evaporator</i>	1,00	Inlet = 95 Outlet= 106	D = 1,67 H = 4,50	SS-SA167	55.311,81	1
CR-01	Kristalizer	Membentuk kristal Disodium Fosfat Dihidrat	<i>Swenson-Crystallizer</i>	1,00	Inlet = 106 Outlet = 75	D = 1,20 L = 3,40	SS-SA167	29.991,89	1
CF-01	Centrifuge	Memisahkan kristal produk dari <i>mother liquor</i>	<i>Decanter-Centrifuge</i>	1,00	Inlet = 75 Outlet = 75	D _{bowl} = 0,45 L _{bowl} = 1,00	SS-SA167	151.500,90	1
RD-01	Rotary Dryer	Mengeringkan produk kristal Disodium Fosfat Dihidrat	<i>Rotary-Dryer</i>	1,00	Inlet = 40 Outlet = 50	D = 1,15 L = 9,17	SS-SA167	92.536,23	1

Tabel B. Spesifikasi dan harga alat penukar panas pada unit proses

Kode	Nama Alat	Fungsi	Luas Transfer Panas (ft ²)	Jenis	P (atm)	Ukuran		Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
						<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>			
HE-01	Heater	Memanaskan umpan H ₃ PO ₄ sebelum masuk reaktor	4,4628	<i>Double-pipe Heat Exchanger</i>	1,00	OD = 2,38 in L = 4,57 m	OD = 1,66 in L = 4,57 m	SS-SA167	1.356,30	1
HE-02	Heater	Memanaskan umpan udara sebelum masuk RD	100,9162	<i>Double-pipe Heat Exchanger</i>	1,00	OD = 4,5 in L = 18,28 m	OD = 3,5 in L = 18,28 m	SS-SA167	1.706,20	1

Tabel C. Spesifikasi dan harga alat penyimpanan bahan baku & produk

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	P (atm)	T (°C)	Ukuran (m)	Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
T-01	Tangki H_3PO_4	Menyimpan bahan baku Asam Fosfat	Tangki Silinder Vertikal, <i>with Torispherical Head</i>	1,00	30,00	$D = 12,19$ $H = 17,19$	SS-SA167	333.243,24	1
S-01	Tangki Silo	Menyimpan bahan baku Sodium Karbonat	Tangki Silinder Vertikal, <i>with Conical Bottom Head</i>	1,00	30,00	$D_i = 3,04$ $H = 11,66$	SS-SA167	133.297,29	2
S-02	Tangki Silo	Menyimpan produk utama Disodium Fosfat Dihidrat	Tangki Silinder Vertikal, <i>with Conical Bottom Head</i>	1,00	45,00	$D_i = 3,04$ $H = 11,66$	SS-SA167	66.648,64	1

Tabel D. Spesifikasi dan harga alat transportasi cairan

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Q (m ³ /jam)	Head (m)	Daya (hp)	Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
P-01	Pompa	Memompa H ₃ PO ₄ dari tangki pelabuhan menuju tangki penyimpanan H ₃ PO ₄ (TP-01)	<i>Centrifugal pump</i>	78,95	20,75	25,00	<i>Commercial steel</i>	4222,50	1
P-02	Pompa	Memompa H ₂ O dari Penampungan air (PA) ke Mixer 01 (M-01)	<i>Centrifugal pump</i>	3,36	3,17	3,00	<i>Commercial steel</i>	999,72	1
P-03	Pompa	Memompa H ₃ PO ₄ dari Tangki Penyimpanan 01 (T-01) ke Reaktor 01 (R-01)	<i>Centrifugal pump</i>	1,39	3,24	1,00	<i>Commercial steel</i>	933,08	1
P-04	Pompa	Memompa Na ₂ CO ₃ , H ₂ O dan hasil recycle dari Mixer 01 (M-01) ke Reaktor 01 (R-01)	<i>Centrifugal pump</i>	4,96	3,12	2,00	<i>Commercial steel</i>	1083,04	1

P-05	Pompa	Memompa hasil reaksi keluaran Reaktor-01 menuju Reaktor-02	<i>Centrifugal pump</i>	7,08	3,22	0,50	<i>Commercial steel</i>	1382,95	1
P-06	Pompa	Memompa hasil reaksi keluaran Reaktor-02 menuju Evaporator	<i>Centrifugal pump</i>	7,60	2,02	0,50	<i>Commercial steel</i>	1399,62	1
P-07	Pompa	Memompa hasil keluaran mother liquid Centrifuge menuju Mixer-01	<i>Centrifugal pump</i>	1,10	3,12	0,50	<i>Commercial steel</i>	866,43	1

Tabel E. Spesifikasi dan harga alat transportasi padatan

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Ukuran (m)	Daya (hp)	Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
BE-01	Bucket Elevator	Menaikkan padatan Sodium Karbonat menuju Tangki Silo-01	<i>Centrifugal Discharge Spaced Bucket Elevator</i>	H = 15,24	3,00	SS-SA167	6.664,86	1

BE-02	Bucket Elevator	Menaikkan padatan Disodium Fosfat Dihidrat menuju Tangki Silo-02	<i>Centrifugal Discharge Spaced Bucket Elevator</i>	H = 15,24	1,00	SS-SA167	5.665,13	1
SC-01	Screw Conveyor	Mengantarkan padatan Sodium Karbonat menuju Bucket Elevator-01	<i>Standard Pitch Single Flight Screw Conveyor with hopper</i>	D = 0,12 L = 2,43	0,50	SS-SA167	3.665,67	1
SC-02	Screw Conveyor	Mengantarkan padatan Sodium Karbonat dari tangki Silo-01 menuju Mixer-01	<i>Standard Pitch Single Flight Screw Conveyor with hopper</i>	D = 0,07 L = 3,65	0,50	SS-SA167	3.665,67	1
SC-03	Screw Conveyor	Mengantarkan dan mendinginkan padatan Disodium Fosfat Dihidrat dari Centrifuge	<i>Jacketed Standard Pitch Single Flight Screw Conveyor with Conveyor with hopper</i>	D = 0,07 L = 3,65	0,50	SS-SA167	3.665,67	1

Tabel F. Spesifikasi dan harga alat transportasi gas

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Q (m ³ /jam)	Daya (Hp)	Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
BL-01	Blower	Mengalirkan udara ke dalam Heater-02 dan diteruskan menuju Rotary Dryer-01	<i>Centrifugal Blower</i>	14.386,64	10,00	Carbon-Steel	3.465,72	1

2. Daftar Spesifikasi dan Harga Unit Alat Utilitas Air

Tabel G. Spesifikasi dan harga bak dan tangki air penyimpanan

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Ukuran (m)	Bahan Konstruksi	Harga (IDR)	Jumlah
TU-01	Tangki Air Bersih	Menampung air bersih dari JIPE Gresik	Bak Persegi	P = 12,54 L = 12,54 T = 10,00	Beton	1.940.081.669,42	1

TU-02	Tangki Air Umum	Menampung air kebutuhan kantor, perumahan, dan pelayanan	Tangki Silinder	D = 3,53 H = 4,24	Fiber	139.816.741,08	1
TU-03	Tangki Klorinasi	Proses klorinasi air	Tangki Silinder	D = 1,54 H = 1,85	Fiber	11.651.395,09	1

Tabel H. Spesifikasi dan harga tangki pengolahan air utilitas

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	P (atm)	T (°C)	Ukuran (m)	Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
TU-04	Tangki Penampung Air Proses	Menampung air proses kebutuhan produksi	Tangki Silinder	1,00	30,00	D = 2,34 H = 2,81	SS-SA167	18.328,37	1
TU-05	Tangki Penyimpanan H ₂ SO ₄	Mempersiapkan larutan H ₂ SO ₄ 2% sebagai regenerasi resin kation	Tangki Silinder Vertikal Berpengaduk	1,00	30,00	D = 0,91 H = 1,09	SS-SA167	4.698,72	1

TU-06	Tangki Penyimpanan NaOH	Mempersiapkan larutan NaOH 4% sebagai regeneran resin anion	Tangki Silinder Vertikal Berpengaduk	1,00	30,00	D = 0,90 H = 1,08	SS-SA167	4.665,40	1
TU-07	Tangki Kondensat	Menampung kondensat steam	Tangki Silinder Horizontal	1,00	171,00	D = 1,42 L = 4,26	SS-SA167	13.329,72	1
TU-08	Tangki Hydrazin	Menampung larutan Hidrazin kebutuhan Deaerator	Tangki Silinder Vertikal	1,00	30,00	D = 0,84 H = 1,01	SS-SA167	4.222,99	1
KE-01	Kation Exchanger	Mengikat ion-ion positif dari mineral yang terkandung di dalam air	Tangki Silinder Vertikal dengan Bahan Isian Resin	1,00	30,00	D = 0,76 H = 1,02	SS-SA167	7.331,35	2
AE-01	Anion Exchanger	Mengikat ion-ion negatif dari mineral yang	Tangki Silinder Vertikal	1,00	30,00	D = 0,76 H = 1,19	SS-SA167	7.997,83	2

		terkandung di dalam air	dengan Bahan Isian Resin						
FT-01	Flash Tank	Menguapkan kembali kondensat steam dengan menurunkan tekanan	Tangki Silinder Horizontal	Inlet = 8,03 Outlet = 1,70	Inlet = 171,00 Outlet = 116,00	D = 2,62 H = 10,50	SS-SA167	108.209,2 3	1

Tabel J. Spesifikasi dan harga Cooling Tower

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Kapasitas (m ³ /jam)	Luas Penampang (m ²)	Ukuran (m)	Harga (USD)	Jumlah
CT-01	Cooling Tower	Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan dengan udara pendingia	<i>Induced Draft Fan</i>	14.386,64	1,97	D = 1,20 H = 5,00	2.273,73	1

Tabel J. Spesifikasi dan harga Deaerator

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	P (atm)	T (°C)	Kapasitas (m ³)	Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
D-01	Deaerator	Melepaskan gas-gas terlarut di dalam air dan melakukan pemanasan awal pada air sebelum diumpangkan menuju boiler	Tangki Silinder Vertikal Berpengaduk dan dilengkapi tangki penyimpanan horizontal	1,00	Inlet = 30,00 Outlet = 91,85	5,53	SS-SA167	6.664,86	1

Tabel I. Spesifikasi dan harga Boiler

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	P (atm)	T (°C)	Ukuran (m)	Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
B-01	Boiler	Memproduksi steam jenuh kebutuhan proses produksi	<i>Fire tube boiler</i>	1,00	Inlet = 91,85 Outlet = 171	D = 1,62 H = 3.25	SS-SA167	168.845,10	1

Tabel J. Spesifikasi dan harga alat unit utilitas

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Q (m ³ /jam)	Head (m)	Daya (hp)	Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
PU-01	Pompa	Memompa Air dari Bak Air Bersih ke Semua Bak Air Umum	<i>Centrifugal pump</i>	2,89	2,12	0,5	<i>Commercial steel</i>	999,72	1
PU-02	Pompa	Memompa Air Cooling Tower ke Proses Pendinginan	<i>Centrifugal pump</i>	14,44	6,27	0,75	<i>Commercial steel</i>	1666,21	1

PU-03	Pompa	Memompa Air dari Tangki KE ke Tangki AE	<i>Centrifugal pump</i>	4,31	1,09	0,50	<i>Commercial steel</i>	1066,37	1
PU-04	Pompa	Memompa Air dari Tangki AE ke DeAerator	<i>Centrifugal pump</i>	4,31	3,58	0,50	<i>Commercial steel</i>	1066,37	1
PU-05	Pompa	Memompa Air dari Tangki Daeaerator ke Boiler	<i>Centrifugal pump</i>	5,53	1,13	0,50	<i>Commercial steel</i>	1233,00	1
PU-06	Pompa	Memompa Air dari Flash Tank ke Tangki Daeaerator	<i>Centrifugal pump</i>	4,74	3,60	0,50	<i>Commercial steel</i>	1133,02	1

3. Daftar Spesifikasi dan Harga Unit Alat Utilitas Udara Tekan

Tabel M. Spesifikasi dan harga tangki pengolahan udara tekan

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	P (atm)	T (°C)	Ukuran (m)	Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
TU-09	Tangki Silika	Menyerap kandungan air yang terbawa udara	Tangki Silinder dengan bahan isian silika	1,00	30,00	D = 2,34 H = 2,81	SS-SA167	12.952,26	2
TU-10	Tangki Udara Tekan	Menampung udara tekan	Tangki Silinder Vertikal Berpengaduk	1,00	30,00	D = 0,90 H = 1,08	SS-SA167	16.662,16	1

Tabel N. Spesifikasi dan harga alat Kompressor

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Kapasitas (m ³ /jam)	Daya (Hp)	Harga (USD)	Jumlah
KU-01	Kompressor Udara	Menaikkan tekanan udara dari tekanan 1 atm menjadi 4 atm	<i>Centrifugal Compressor</i>	36,00	5,00	4.465,85	1

Tabel O. Spesifikasi dan harga alat penukar panas

Kode	Nama Alat	Fungsi	Luas Transfer Panas (ft ²)	Jenis	P (atm)	Ukuran		Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
						Annulus	Inner Pipe			
CU-01	Cooler	Mendinginkan udara kompresi	26,96	<i>Double-pipe Heat Exchanger</i>	1,00	OD = 2,38 in	OD = 1,38 in L = 24,38 m	SS-SA167	1.321,86	1

4. Daftar Spesifikasi dan Harga Unit Alat Utilitas Listrik

Tabel P. Spesifikasi dan harga Generator Listrik

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Daya (Kwh)	Harga (USD)	Jumlah
G-01	Generator	Membangkitkan cadangan listrik saat diperlukan	Mesin Diesel	5,00	10.000,00	1

Tabel Q. Spesifikasi dan harga tangki bahan bakar

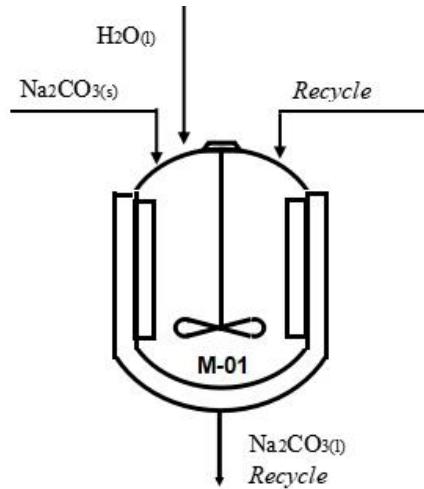
Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	P (atm)	T (°C)	Ukuran (m)	Bahan Konstruksi	Harga (USD)	Jumlah
TU-11	Tangki Bahan Bakar	Menyimpan bahan bakar diesel untuk Boiler dan Generator	Tangki Silinder Horizontal	1,00	30,00	D = 2,34 H = 2,81	SS-SA167	163.289,18	1

LAMPIRAN

PERHITUNGAN

MIXER

(M-01)



Gambar Mixer (M- 01)

- Tugas : Melarutkan garam Natrium Karbonat (Na_2CO_3) dengan pelarut air
dari : tangki air proses dan arus recyle. Serta mempersiapkan umpan
sesuai : dengan kondisi operasi reaktor
- Jenis Alat : Tangki tegak berpengaduk
- Kondisi Operasi : $T_{Na_2CO_3(s)} = 30^\circ C$
: $T_{H_2O(l)} = 30^\circ C$
: $T_{Recycle(l)} = 75^\circ C$
: $T_{akhir} = 95^\circ C$
: $P = 1 \text{ atm}$

1. Umpam Masuk Mixer

a) Umpam masuk padatan Na₂CO₃

Suhu masuk = 30°C

Komponen	BM	Masuk	Masuk	*Densitas	q ₁	x _i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/m ³)	(m ³ /jam)	(%)
Na ₂ CO ₃	106	1866,1972	17,6056	2540	0,7347	99,40
H ₂ O	18	9,3310	0,5184	916	0,0102	0,50
NaCl	58	1,8662	0,0322	2170	0,0009	0,10
Fe	56	0,0056	1,00E-04	7870	7,11E-07	2,98E-04
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	3,94E-04	2690	2,08E-05	2,98E-03
total		1877,4560	18,1567		0,7458	100,00

*Densitas diambil dari Yaws, 2014 chapter 6.

b) Umpam masuk dari proses *recycle*

Suhu masuk = 75°C

Komponen	BM	Masuk	Masuk	*Densitas	q ₂	x _i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/m ³)	(m ³ /jam)	(%)
Na ₂ CO ₃	106	559,8592	5,2817	2337	0,2396	34,50
H ₃ PO ₄	98	56,3421	0,5749	1857	0,0303	3,47
H ₂ O	18	965,8655	53,6592	918	1,0520	59,52
Na ₂ HPO ₄	142	40,6834	2,87E-01	1332	3,05E-02	2,51
total		1622,7502	59,8023		1,3546	100,00

*Densitas diambil dari Yaws, 1999 chapter 8.

c) Jumlah air untuk melarutkan umpan Na_2CO_3

Dari Seidel, Atherton. 1919. Solubilities Inorganic and Organic Compounds.

Hal. 633. Kelarutan $\text{Na}_2\text{CO}_{3(s)}$ di dalam air pada suhu 95°C :

$$S = 43,25 \text{ grNa}_2\text{CO}_3 / 100 \text{ grH}_2\text{O}$$

$$= 0,4325 \text{ kgNa}_2\text{CO}_3 / \text{kgH}_2\text{O}$$

$$\text{Umpan masuk Na}_2\text{CO}_3 = 1866,1972 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pelarut} &= 1866,1972 \text{ kg/jam} / 0,4325 \text{ kgNa}_2\text{CO}_3 / \text{kgH}_2\text{O} \\ &= 4314,9068 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan air pelarut diperoleh dari air proses dan juga dari umpan recycle.

$$\text{Jumlah air dari produk } recycle = 965,8655 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air tambahan untuk pelarut} &= (4314,9068 - 965,8655) \text{ kg/jam} \\ &= 3349,0412 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air pada } 30^\circ\text{C} = 995,65 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir air (q}_3\text{)} = 3,3636 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Produk keluaran dari Mixer (T = Suhu Kerja mixer = 95°C)

Komponen	BM	Masuk	Masuk	* Densitas	q	x_i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/m ³)	(m ³ /jam)	(%)
Na ₂ CO ₃	106	2426,0563	22,8873	2308,2287	1,0510	35,42
H ₃ PO ₄	98	56,3421	0,5749	1855,8318	0,0304	0,82
H ₂ O	18	4324,2378	240,2354	899,6139	4,8068	63,13
NaCl	58	1,8662	0,0322	1900,8921	0,0010	0,03
Fe	56	0,0056	1,00E-04	7773,6075	7,20E-07	8,17E-05
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	3,94E-04	2442,5006	2,29E-05	8,17E-04
Na ₂ HPO ₄	142	40,6834	2,87E-01	1178,6676	0,0345	0,59
total		6849,2474	264,0168		5,9237	100,00

*Densitas diambil dari Yaws, 1999 chapter 8.

$$\text{Densitas campuran akhir} = 6849,2474 \text{ kg/jam} / 5,9237 \text{ m}^3/\text{jam} = 1156,2450 \text{ kg/m}^3$$

3. Neraca Massa Total

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	INPUT			OUTPUT
		m Na ₂ CO _{3(s)} (kg/jam)	m Recycle (kg/jam)	m Pelarut (kg/jam)	
Na ₂ CO ₃	106	1866,1972	559,8592		2426,0563
H ₃ PO ₄	98		56,3421		56,3421
H ₂ O	18	9,3310	965,8655	3349,0413	4324,2378
NaCl	58	1,8662			1,8662
Fe	56	0,0056			0,0056
Na ₂ SO ₄	142	0,0560			0,0560
Na ₂ HPO ₄	142		40,6834		40,6834
sub total		1877,4560	1622,7502	3349,0413	6849,2474
total			6849,2474		6849,2474

4. Dimensi Mixer

Bentuk : Silinder Vertikal dengan sepasang head diatas dan dibawah.

a) Menghitung Volume Mixer

Laju alir volumetrik umpan (q_t) :

$$\begin{aligned}
 q_t &= q_1 + q_2 + q_3 \\
 &= (0,7458 + 1,3546 + 3,3636) \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 5,4640 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan waktu tinggal / pengadukan mixer selama 30 menit.

Maka volume mixer = 5,4640 m³/jam x 0,5 jam = 2,7320 m³

Dirancang *oversize* untuk faktor safety, volume mixer = 120% volume hitung.

Maka volume mixer yang digunakan

$$V_{\text{mixer}} = 2,7320 \text{ m}^3 \times 120\% = 3,2784 \text{ m}^3$$

b) Menghitung Tinggi dan Diameter Mixer

$$V_{\text{mixer}} = V_{\text{shell}} + 2 \cdot V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{shell}} = \left(\frac{\pi D_i^2}{4}\right)H$$

$$V_{\text{head}} = 2 \cdot (0,000049 \cdot D_i^3) \quad (\text{Brownell, 1959. Persamaan 5.11. Hal. 88})$$

Dengan, D_i = Diameter dalam, in

V = Volume head, ft³

Dikonversikan kedalam m, persamaan tersebut menjadi :

$$V_{\text{head}} = 2 \cdot (0,084672 \cdot D_i^3)$$

Untuk menyederhanakan perhitungan, digunakan perbandingan tinggi dan diameter dalam mixer = 1,2 / 1. ($H = 1,2 D_i$)

Sehingga persamaan perhitungan V_{mixer} menjadi :

$$\begin{aligned} V_{\text{mixer}} &= \left[\left(\frac{\pi D_i^2}{4}\right)H + 2(0,084672 D_i^3)\right] \\ &= \left[\left(\frac{\pi D_i^2}{4}\right)(1,2 D_i) + 2(0,084672 D_i^3)\right] \end{aligned}$$

$$V_{\text{mixer}} = 3,2784 \text{ m}^3$$

Nilai D_i dapat dihitung :

$$D_i^3 = \frac{V_{\text{mixer}}}{\left(\frac{1,2 \cdot \pi}{4}\right) + 2(0,084672)}$$

$$D_i = 1,4341 \text{ m} = 56,46 \text{ in} = 4,7053 \text{ ft}$$

$$H = 1,2 \cdot 1,4341 \text{ m} = 2,0488 \text{ m} = 80,6630 \text{ in} = 6,7219 \text{ ft}$$

Mengikuti data standar yang tersedia ditabel 3.3 Brownell-Young hal 43. digunakan :

$$D_t = 7 \text{ ft} = 2,1336 \text{ m} = 84 \text{ in}$$

$$H_t = 10 \text{ ft} = 3,0480 \text{ m} = 120 \text{ in}$$

c) Menentukan Tebal Dinding (Shell) Mixer

Kondisi operasi Mixer ditetapkan pada temperatur 95°C dan tekanan atmosferis

$$Ph = \rho_{\text{mix}} \cdot g \cdot h$$

$$\rho_{\text{mix}} = 1156,2450 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} Ph &= 1156,2450 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 3,0480 \text{ m} \\ &= 34537,5008 \text{ kg/ms}^2 \cdot 9,8 \cdot 10^{-6} \text{ atm / (kg/ms}^2) \\ &= 0,3385 \text{ atm} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan total mixer :

$$Pt = P + Ph = (1 + 0,3385) \text{ atm} = 1,3385 \text{ atm.}$$

Faktor safety, tekanan maksimum di dalam mixer dilebihkan menjadi 120% dari tekanan total sehingga tekanan maksimum mixer sebesar 1,60 atm (23,61 psi). Diambil jenis tangki silinder vertikal dengan bahan dasar Stainless Steel SA-167, Grade 11, Tipe : 316 yang menurut *Nickel Development Industry* dalam *Design Guidelines For The Selection and Use of Stainless Steel*, mengandung *molybdenum*, yang dapat meningkatkan resistansi terhadap korosi. Pada temperatur kerja 95°C , tegangan maksimal yang diijinkan untuk bahan dasar SA-167, Grade 11, Tipe : 316 adalah 18.750 psia (App D. Item 4, Brownell, 1979).

Tipe sambungan yang digunakan adalah *Double-welded butt joint*, tipe ini memberikan efisiensi sambungan maksimum 80%. (tabel 13.2, hal. 254, Brownell, 1979).

Dengan asumsi faktor korosi sebesar 0,0125 in/tahun dan lama penggunaan mixer 10 tahun, tebal shell yang digunakan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 13.1 hal. 254 Brownell, 1979.

$$t = \frac{p \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot p} + c \cdot n$$

Dengan :

t = tebal shell minimum yang dibutuhkan, in

p = tekanan operasi

E = efisiensi sambungan

f = tegangan maksimal yang diijinkan

r_i = inside shell radius

c = laju korosi

n = lama pemakaian

$$t = \frac{23,61 \text{ psia} \cdot 84 \text{ in}}{18750 \text{ psia} \cdot 80\% - 0,6 \cdot 23,61 \text{ psia}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \cdot 10 \text{ tahun}$$

$$t = 0,1908 \text{ in}$$

Melihat ketebalan standar yang terdapat pada tabel 5.6 hal. 88,Brownell, 1979.

Ketebalan shell standar = 0,25 in

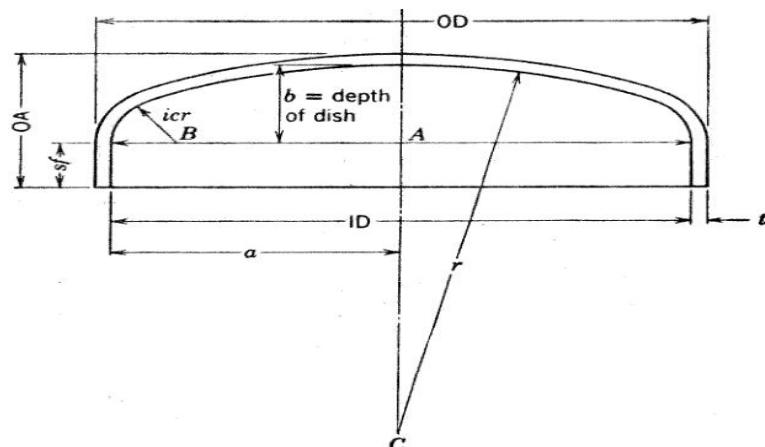
Nilai Diameter dalam mixer (D_i)

$$\begin{aligned} D_i &= D_o - 2 \cdot t \\ &= 84 \text{ in} - 2 \cdot 0,25 \text{ in} \\ &= 83,50 \text{ in} = 2,1209 \text{ m} \end{aligned}$$

d) Menentukan Jenis dan Tebal Head

Dipilih jenis head Flanged and Dished Heads (Torispherical) . Head jenis ini biasa digunakan karena harganya yang tergolong ekonomis dan penggunaannya mampu untuk tangki bertekanan dengan rentang tekanan 15 - 200 psig.

Gambaran Torispherical Head dari fig. 5.8. Dimentional relationships for flanged and dished heads,Brownell, hal. 87.



Keterangan :

icr = jari-jari sudut internal (*inside corner radius*)

- r = jari-jari kelengkungan
 sf = flange lurus (*straight flange*)
 th = tebal head
 OA = tinggi penutup
 b = *depth of dish (inside)*
 a = *inside radius*
 ID = *inside diameter*

Material konstruksi untuk head Mixer, sama dengan material yang digunakan untuk shell Mixer, yakni Stainless Steel SA-167, Grade 11, tipe 316.

Pada temperatur kerja 95°C tegangan maksimal yang diijinkan = 18.750 psia. (App D. Item 4,Brownell, 1979).

Tipe sambungan yang digunakan *Double-welded butt joint*, tipe ini memberikan efisiensi sambungan maksimum 80%. (tabel 13.2, hal. 254,Brownell, 1979).

Dengan asumsi faktor korosi 0,0125 in/tahun dan lama pemakaian 10 tahun.

Tebal *head torispherical* yang digunakan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 13.12 hal. 258.Brownell, 1979.

$$t_h = \frac{0,885.P.r}{f.E - 0,1.P} + c.n$$

Dari tabel 5.1 di literatur yang sama untuk nilai $D_o = 84$ in, didapat data berikut :

$$r = 84 \text{ in} = 2,1336 \text{ m}$$

$$icr = 5,125 \text{ in} = 0,1301 \text{ m}$$

Nilai ketebalan head :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot 23,61 \text{ psia} \cdot 84 \text{ in}}{18750 \text{ psia} \cdot 80\% - 0,1 \cdot 23,61 \text{ psia}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \cdot 10 \text{ tahun}$$

$$t_h = 0,2195 \text{ in}$$

Digunakan nilai tebal head standar :

$$t_h = 0,25 \text{ in} = 0,0063 \text{ m}$$

Volume head dapat dihitung dari persamaan 5.11Brownell, 1979, hal. 88.

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \cdot D_i^3$$

Dengan V_{head} dalam ft^3 dan D_i dalam in^3

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \cdot (83,50 \text{ in})^3$$

$$V_{\text{head}} = 28,5269 \text{ ft}^3 = 0,8077 \text{ m}^3$$

e) **Menentukan Tinggi Head Mixer (OA)**

$$\text{Tinggi Head (OA)} = t_h + b + sf$$

Nilai sf (*Standard Straight Flange*) diambil dari tabel 5.8 hal. 93, dengan berdasar tebal head.

$$\text{Nilai sf} = 1,5 \text{ in} - 2,25 \text{ in}$$

$$\text{Diambil sf} = 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$$

Nilai icr dan r dari data hitungan sebelumnya = 0,1302 m dan 2,1336 m

Dengan menggunakan persamaan-persamaan dari hubungan dimensi head (hal. 87, Brownell, 1979), tinggi head dapat dihitung :

$$a = \frac{D_i}{2} = \frac{2,1209}{2} \text{ m}$$

$$= 1,0605 \text{ m}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 1,0605 - 0,1302 \text{ m}$$

$$= 0,9302 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 2,1336 \text{ m} - 0,1302 \text{ m}$$

$$= 2,0034 \text{ m}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= (2,0034^2 - 0,9302^2)^{1/2}$$

$$= 1,7743 \text{ m}$$

$$b = r - AC$$

$$= 2,1336 - 1,7743 \text{ m}$$

$$= 0,3593 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Head (OA)} = t_h + b + sf$$

$$= (0,0063 + 0,3593 + 0,0508) \text{ m}$$

$$= 0,4164 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Mixer Keseluruhan} &= \text{Tinggi Shell} + 2 \cdot (\text{Tinggi Head}) \\
 &= 3,0480 \text{ m} + 2 \cdot 0,4164 \text{ m} \\
 &= 3,8808 \text{ m}
 \end{aligned}$$

f) Menentukan volume total mixer

Luas shell mixer (A_s)

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 = \frac{3,14}{4} \cdot 2,1209^2 \text{ m}^2 = 3,5311 \text{ m}^2$$

Volume shell mixer (V_s)

$$\begin{aligned}
 V_s &= A_s \cdot H_s \\
 &= 3,5311 \text{ m}^2 \cdot 3,0480 \text{ m} \\
 &= 10,7628 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume Head Atas = Volume Head Bawah = 0,8078 m³

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Mixer} &= V_s + V_h \\
 &= 10,7268 + 2 \cdot 0,8078 \text{ m}^3 \\
 &= 12,3783 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

g) Menentukan ketinggian larutan dalam Mixer

Volume Head Atas = Volume Head Bawah = 0,8078 m³

Volume Cairan = 2,7320 m³

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Cairan di Shell (V}_L\text{)} &= \text{Volume Cairan} - \text{Volume Head Bawah} \\
 &= (2,7320 - 0,8078) \text{ m}^3 \\
 &= 1,9242 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Cairan di Shell (H}_L\text{)} = \frac{V_L}{A} = \frac{1,9242 \text{ m}^3}{3,5311 \text{ m}^2} = 0,5449 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi cairan dari dasar mixer (head bawah)} &= H_L + OA \\
 &= (0,5449 + 0,4164) \text{ m} \\
 &= 0,9613 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5. Perancangan Pengaduk Mixer

a) Viskositas Campuran Umpan Masuk Mixer

Komponen	Masuk (kg/jam)	x_i	*Viskositas μ (cP)	$\ln \mu$	$x_i \ln \mu$ (cP)
Na ₂ CO ₃	2426,0563	35%	29,0775	3,3700	1,1937
H ₃ PO ₄	56,3421	1%	3,7629	1,3252	0,0109
H ₂ O	4324,2378	63%	0,5899	-0,5278	-0,3333
NaCl	1,8662	2,72E-04	7,9076	2,0678	0,0006
Fe	0,0056	8,17E-07	24,9492	3,2168	2,6E-06
Na ₂ SO ₄	0,0560	8,17E-06	5,7817	1,7547	1,4E-05
Na ₂ HPO ₄	40,6834	5,94E-03	0,9905	-0,0095	-5,7E-05
total	6849,2474	100%		11,20	0,8718

*Data viskositas dihitung dari data yang terdapat pada Yaws, Chemical Properties.

Persamaan 2-98 Perry, edisi 8 hal 2-506. Viskositas campuran liquid dihitung dengan rumus berikut :

$$\ln \eta = \sum_i^C x_i \cdot \ln \mu_i$$

$$\ln \eta = 0,8718 \text{ cP}$$

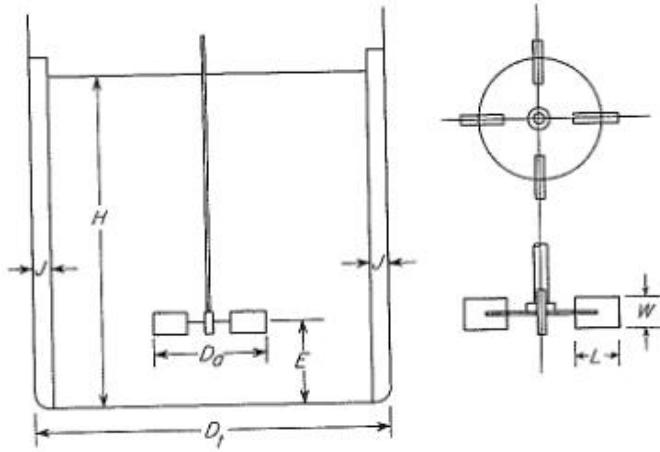
$$\eta = 2,3913 \text{ cP}$$

Jenis impeller / pengaduk yang digunakan dipilih berdasarkan besar nilai viskositas campuran. Dalam Fig. 8.11. Holland, F.S., Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank, 1996, hal 266. Untuk nilai $\eta = 2,4 \text{ cP}$, jenis impeller Propeller dan Flat Blade Turbine dapat digunakan.

Digunakan pengaduk Flat Blade Turbine, mengikuti penjelasan dalam tabel 8.2. Impeller Types and Characteristics, Howard, F. R., hal. 338. Pengaduk jenis ini baik digunakan untuk viskositas rendah, tipe ini juga memberikan sifat aliran radial dan energi yang dibutuhkan juga tidak sensitive terhadap perubahan viskositas pada reynold number yang sedang maupun tinggi.

b) Geometri Impeller

Menggunakan gambaran pada buku Unit Operations of Chemical Engineering, Mc. Cabe and Smith Ed.5, hal. 242.



Gambaran hubungan dimensi mixer :

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}; \frac{H}{D_t} = 1; \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}; \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3}; \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}; \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$\begin{aligned} \text{Da (Diameter pengaduk)} &= \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \cdot 2,1209 \text{ m} \\ &= 0,7070 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H (ketinggian cairan max.)} &= 1 \cdot D_t = 1 \cdot 2,1209 \text{ m} \\ &= 2,1209 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{W (Lebar Impeller)} &= \frac{1}{5} \cdot D_a = \frac{1}{5} \cdot 0,7070 \text{ m} \\ &= 0,1414 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{L (Panjang Blade)} &= \frac{1}{4} \cdot D_a = \frac{1}{4} \cdot 0,7070 \text{ m} \\ &= 0,1767 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{J (Lebar Baffle)} &= \frac{1}{12} \cdot D_t = \frac{1}{12} \cdot 2,1209 \text{ m} \\ &= 0,1767 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{E (Jarak Pengaduk dari Dasar mixer)} &= \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \cdot 2,1209 \text{ m} \\ &= 0,7070 \text{ m} \end{aligned}$$

Jumlah Baffle yang digunakan 4 dan jumlah Blade yang digunakan 6 (mengikuti Unit Operations of Chemical Engineering Mc. Cabe and Smith Ed. 5. hal 243).

c) Kecepatan Pengaduk

Dari tabel 8.10. dalam buku Chemical Mixer Design for Process Plants, Howard, F.R., hal. 366. Tip speed (kecepatan akibat gerak rotasi dan diameter *impeller*) untuk jenis pengaduk *flat turbine* umumnya sekitar : $N = 500\text{-}700 \text{ ft/menit}$.

$$\text{Diambil nilai } N = 600 \text{ ft/menit} \times 0,305 \text{ m/ft} = 182,88 \text{ m/menit}$$

$$N = \frac{182,88 \text{ m/menit}}{\pi \cdot D_a} = \frac{182,88 \text{ m/menit}}{3,14 \cdot 0,7070 \text{ m}}$$

$$N = 82,4 \text{ rpm} = 1,38 \text{ rps}$$

Dari Walas, Chemical Process Equipment, Selection and Design, hal. 275 tentang standar kecepatan pengaduk yang tersedia di pasar, digunakan :

Kecepatan pengaduk = 100 rpm = 1,67 rps.

Reynold Number Impeller

$$Re = \frac{N \cdot D_a^2 \cdot \rho}{\mu}$$

Dengan ρ = Densitas campuran umpan : $1156,2450 \text{ kg/m}^3$

$$Re = \frac{2,08 \text{ rps} \cdot (0,7070 \text{ m})^2 \cdot 1156,2450 \text{ kg/m}^3}{2,3913 \text{ cP} \cdot \frac{0,001 \text{ kg / m.s}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 4,03 \times 10^5 \text{ (turbulen)}$$

d) Menghitung Tenaga Pengaduk (p)

Dari fig. 8.8, terkait typical manufacturer's power correlation. Rase, H.F., hal. 349. Untuk Re sekitar $10^2\text{-}10^7$ dengan impeller jenis flat-blade turbine, Power Number (NP) yang digunakan : 5,5

Dari halaman yang sama, didapat persamaan :

$$Hp = 3,52 \cdot 10^{-3} \cdot NP \cdot \left(\frac{\rho}{62,4}\right) \cdot \left(\frac{N}{60}\right)^3 \cdot \left(\frac{D_a}{12}\right)^5 \quad (44)$$

Dengan nilai N dalam rpm, ρ dalam kg/L dan D dalam in. Nilai yang didapat ditambahkan 10% dari nilai dan jumlahkan dengan 0,5 hp untuk mendapatkan tenaga pengaduk (Rase, hal.349).

$$H_p = 3,52 \cdot 10^{-3} \cdot NP \cdot \left(\frac{1,1562 \text{ kg/L}}{62,4} \right) \cdot \left(\frac{100 \text{ rpm}}{60} \right)^3 \cdot \left(\frac{27,8332 \text{ in}}{12} \right)^5$$

$$H_p = 0,1419 \text{ hp}$$

$$H_p = 0,1419 \text{ hp} + 10\% \cdot 0,1419 \text{ hp} + 0,5 \text{ hp}$$

$$H_p = 0,6561 \text{ hp}$$

Efisiensi minimal 80% (dari tabel 14-5 hal. 629, Ludwig, E.F., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants) maka $0,6561 \text{ hp} / 80\% = 0,82 \text{ hp}$. Dipilih tenaga pengaduk standar 1 hp.

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}, \frac{3}{4}, 1, 1\frac{1}{2}, 2, 3, 5, 7\frac{1}{2}, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, \text{ and } 500$.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001)

6. Neraca Panas Mixer

a) Data kapasitas panas komponen

Dari Yaws, Chemical Properties (1999)

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \quad (C_p - \text{J/mol.K}, T - \text{K})$$

Komponen	A	B	C	D
Fasa liquid				
Na ₂ CO ₃	189,535	-7,00E-06	2,00E-06	-5,21E-09
H ₃ PO ₄	0,890	5,34E-04	-7,43E-07	2,12E-06

H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
NaCl	95,016	-3,11E-02	9,68E-07	5,51E-09
Na ₂ SO ₄	233,515	-9,53E-03	-3,47E-05	1,58E-08
Na ₂ HPO ₄	29,000	2,82E-01	-2,60E-05	
Fasa solid				
*Na ₂ CO ₃	175,201	-3,48E+02	7,43E+02	-3,06E+02
H ₂ O	9,695	7,50E-02	-1,56E-05	
NaCl	41,293	3,36E-02	-1,39E-05	
Fe	26,748	-1,53E-02	3,84E-05	
Na ₂ SO ₄	12,202	5,81E-01	-6,06E-04	

*dari webbook.nist.gov

b) Panas Masuk (Q_{in})

$$Q_{in} = \sum n_{i(input)} \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{input}} C_p_i \cdot dT = A_i \cdot T + \frac{B_i}{2} \cdot T^2 + \frac{C_i}{3} \cdot T^3 + \frac{D_i}{4} \cdot T^4 \Big|_{T_{ref}}$$

i. Dari umpan padatan (Q₁):

$$T_{input} = 30^\circ\text{C} = 303\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298\text{K}$$

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Masuk (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	Q ₁ (kJ/jam)
Na ₂ CO ₃	106	1866,1972	17,6056	111,4172	1961,5704
H ₂ O	18	9,3310	0,5184	154,0585	79,8621

NaCl	58	1,8662	0,0322	250,6713	8,0656
Fe	56	0,0056	0,0001	128,0335	0,0128
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	0,0004	660,6961	0,2605
total		1877,4560	18,1567		2049,7714

ii. Dari umpan recycle (Q₂)

$$T_{\text{input}} = 75^\circ\text{C} = 303\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298\text{K}$$

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Masuk (kmol/jam)	fCp.dT (kJ/kmol)	Q ₂ (kJ/jam)
Na ₂ CO ₃	106	559,8592	5,2817	9478,2680	50061,2747
H ₃ PO ₄	98	56,3421	0,5749	3643,2358	2094,5678
H ₂ O	18	965,8655	53,6592	3760,6867	201795,4193
Na ₂ HPO ₄	142	40,6834	0,2865	5868,4015	1681,3125
total		1622,7502	59,8023		255632,5743

iii. Dari umpan pelarut (Q₃)

$$T_{\text{input}} = 30^\circ\text{C} = 303\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298\text{K}$$

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Masuk (kmol/jam)	fCp.dT (kJ/kmol)	Q ₃ (kJ/jam)
H ₂ O	18	3349,0413	186,0578	1446,6597	269162,3898
total		3349,0413	186,0578		269162,3898

iv. Panas Pelarutan Na_2CO_3

Dari Tabel 2-147, Perry's Chem. Eng. Handbook, hal. 2-147 diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Enthalpy pelarutan } \text{Na}_2\text{CO}_3 &= 5,57 \text{ kcal/kmol} = 23,3049 \text{ kJ/kmol} \\ \text{Panas Pelarutan } \text{Na}_2\text{CO}_{3(s)} (Q_4) &= 17,6056 \text{ kmol/jam} \times 23,3049 \text{ kJ/kmol} \\ &= 410,2971 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

v. Jumlah Panas yang Masuk di Mixer (Q_{in})

$$\begin{aligned} Q_{in} &= Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 \\ &= 527255,0326 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

c) Menghitung suhu campuran di Mixer

Panas Campuran Fluida di Mixer (Q_{mix})

$$Q_{mix} = \sum n_i \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{mix}} C_p \cdot dT = A_i \cdot T + \frac{B_i}{2} \cdot T^2 + \frac{C_i}{3} \cdot T^3 + \frac{D_i}{4} \cdot T^4 \Big|_{T_{ref}}$$

Nilai suhu campuran di mixer didapat melalui trial menggunakan fitur *goal seek* pada MS. Excel.

Neraca Panas pada mixer :

$$Q_{mix} = Q_{input} = 527255,0326 \text{ kJ/jam}$$

Hasil trial suhu campuran :

$$T_{mix} = 46,68^\circ\text{C} = 319,68^\circ\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Masuk (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	Q_5 (kJ/jam)
Na_2CO_3	106	2426,0563	22,8873	4110,2024	94071,5349
H_3PO_4	98	56,3421	0,5749	1377,2694	791,8192
H_2O	18	4324,2378	240,2354	1796,6716	431624,1722

NaCl	58	1,8662	0,0322	1857,5106	59,7669
Fe	56	0,0056	0,0001	556,6855	0,0557
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	0,0004	4937,5691	1,9467
Na ₂ HPO ₄	142	40,6834	0,2865	2463,3040	705,7431
total		6849,2474	264,0168		527255,0387

7. Perancangan Pemanas

a) Panas Keluaran Mixer

Diinginkan agar suhu keluaran mixer sama dengan suhu kondisi operasi pada reaktor yakni 95°C. Panas keluaran produk mixer :

$$T_{\text{output}} = 95^{\circ}\text{C} = 368\text{K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$$

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Masuk (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q ₅ (kJ/jam)
Na ₂ CO ₃	106	2426,0563	22,8873	13269,2656	303697,9795
H ₃ PO ₄	98	56,3421	0,5749	5610,2104	3225,4201
H ₂ O	18	4324,2378	240,2354	5791,0864	1391224,1445
NaCl	58	1,8662	0,0322	5948,5664	191,4000
Fe	56	0,0056	0,0001	1814,0141	0,1814
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	0,0004	15895,1087	6,2669
Na ₂ HPO ₄	142	40,6834	0,2865	8400,8589	2406,8683
total		6849,2474	264,0168		1700752,2607

b) Jumlah Panas yang Harus Ditambahkan

$$\begin{aligned}
 Q_s + Q_{in} &= Q_{out} \\
 Q_s &= Q_{out} - Q_{in} \\
 &= (1700752,2607 - 527255,0326) \text{ kJ/jam} \\
 &= 1173907,5252 \text{ kJ/jam} \\
 &= 1112649,5088 \text{ btu/jam}
 \end{aligned}$$

c) Luas Transfer Panas (A)

Pemanas yang digunakan adalah steam dengan suhu 340°F (171,11°C) dan tekanan 118,01 psia (8,03 atm).

$$A = \frac{Q}{u_d \Delta T_{lmtd}}$$

Dengan:

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{Panas yang di transfer} = 1173907,5252 \text{ kJ/jam} \\
 u_d &= \text{Koefisien transfer panas} \\
 &= 350 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F} = 7154,6066 \text{ kJ/jam..m}^2.\text{°F} \quad (\text{Kern, 1965}) \\
 \Delta T_{lmtd} &= \text{Perbedaan temperatur logaritmik} \\
 &= \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1})}, \quad \Delta T_2 \text{ dan } \Delta T_1 : \text{Beda suhu atas dan bawah fluida}
 \end{aligned}$$

Data Fluida :

Fluida Panas (Steam)		Fluida Dingin (umpang mixer)	
171,11°C	Suhu atas	95°C	$\Delta T_2 = 76,11^\circ\text{C}$
171,11°C	Suhu bawah	46,68°C	$\Delta T_1 = 124,43^\circ\text{C}$

$$\Delta T_{lmtd} = 98,30^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{1173907,52 \text{ } 52 \text{ } kJ/jam}{7154,6066 \text{ } kJ/m^2 \cdot jam \cdot {}^\circ C \cdot 98,30 {}^\circ C}$$

$$= 1,6691 \text{ m}^2$$

d) Luas selimut tangki mixer (A_s)

$$A_s = \pi \cdot D_t \cdot H_t$$

$$= 3,14 \cdot (2,1336 \text{ m}) \cdot (3,0480 \text{ m})$$

$$= 20,4200 \text{ m}^2$$

Luas selimut tangki lebih besar daripada luas perpindahan panas yang dibutuhkan. Maka, selimut dapat digunakan sebagai jaket pemanas.

e) Jumlah Steam Pemanas

Data dari Kern, 1965 :

Pada $T_{steam} = 340 {}^\circ F$,

$$\Delta H = 887 \text{ btu/lb}$$

$$\rho = 0,2652 \text{ lb/ft}^3$$

Massa steam = $Q / \Delta H$

$$= 1173907,5252 \text{ btu/jam} / 887 \text{ btu/lb}$$

$$= 1254,3963 \text{ lb/jam}$$

$$= 568,9841 \text{ kg/jam}$$

Kecepatan volumetrik steam (q)

$$q = m_{steam} / \rho_{steam}$$

$$= 1254,3963 \text{ lb/jam} / 0,2652 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 4730,0010 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 133,9394 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume pemanas (V_j)

$$V_j = \Theta \cdot q$$

Dengan : Θ = waktu tinggal steam, ditetapkan hanya selama 1 menit.

$$\begin{aligned} V_j &= 1 \text{ menit} \cdot 133,9394 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} / 60 \text{ menit} \\ &= 2,2323 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tebal jaket dapat dihitung dari persamaan berikut :

$$V_j = \frac{D_{ji}^2}{4} H_s - \frac{O_{Ds}^2}{4} H_s$$

Dengan D_{ji} = Diameter Jaket

$$\begin{aligned} D_{ji} &= \sqrt{\left(V_j + \frac{O_{Ds}^2}{4} H_s\right) \left(\frac{4}{H_s}\right)} \\ &= \sqrt{\left(2,2323 \text{ m}^3 + \frac{2,1336^2 \text{ m}^2}{4} \cdot 3,0480 \text{ m}\right) \left(\frac{4}{3,0480 \text{ m}}\right)} \\ &= 2,7353 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Jaket = (Diameter Jaket - Diameter Luar Tangki) / 2

$$= (2,7353 \text{ m} - 2,1336 \text{ m}) / 2$$

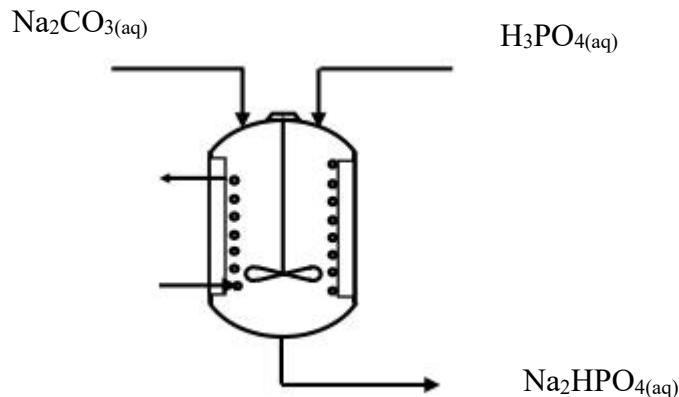
$$= 0,3008 \text{ m}$$

KESIMPULAN

PERANCANGAN MIXER M-01

Tugas	: Melarutkan garam umpan mixer (Natrium Karbonat (Na_2CO_3) dengan
	: pelarut air dari tangki air proses dan arus recyle. Serta mempersiapkan
	: umpan sesuai dengan kondisi operasi reaktor
Jenis Alat	: Tangki tegak berpengaduk
Kondisi Operasi	: T : 95°C : P : 1 atm
Volume Mixer	: $3,2784 \text{ m}^3$
Diameter dalam	: 2,1209 m
Diameter luar	: 2,1336 m
Tinggi total (shell + head)	: 3,8808 m
Tebal shell	: 0,25 in
Tebal head	: 0,25 in
Material alat	: Stainless-Steel SA-167 Grade 11, tipe-316.
Waktu pengadukan	: 30 menit
Pengaduk	: <i>Flat-Blade Turbine</i>
Jumlah blade	: 6
Jumlah baffle	: 4
Diameter pengaduk	: 0,7070 m
Daya motor pengaduk	: 1 hp
Pemanas	: Steam, $171,11^\circ\text{C}$ / 8,0301 atm
Tebal jaket pemanas	: 0,3008 m
Volume jaket pemanas	: $2,2323 \text{ m}^3$
Jumlah alat	: 1

PERANCANGAN REAKTOR



- Tugas : Mereaksikan Natrium Karbonat dan Asam Fosfat menjadi Disodium Fosfat dengan produk samping berupa Air dan Karbon Dioksida
- Jenis Alat : Reaktor Alir Tangki Bepengaduk (RATB)
- Kondisi Operasi : T = 95 °C
: P = 1 atm
- Persamaan Reaksi : $\text{H}_3\text{PO}_4(\text{l}) + \text{Na}_2\text{CO}_3(\text{aq}) \rightarrow \text{Na}_2\text{HPO}_4(\text{l}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l}) + \text{CO}_2(\text{g})$

1. Umpam Masuk Reaktor

a) $\text{H}_3\text{PO}_{4(l)}$ Dari tangki penyimpanan Asam Fosfat (TP-01)

Umpam yang digunakan adalah asam fosfat (75%) dengan kandungan air (25%).

Kondisi umpan :

Tekanan = 1 atm ; Suhu = 95°C

Komponen	BM	Masuk	Masuk	Densitas*	q	X_i massa
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/m³)	(m³/jam)	(%)
H_3PO_4	98	1725,3521	17,6056	1851,7049	0,9318	75,00
H_2O	18	575,0848	31,9492	1048,3531	0,5486	25,00
As	75	0,0012	1,61E-05	9535,2781	1,26E-07	5,25E-05
F	19	0,0241	0,0013	1705,6000	1,41E-05	1,05E-03
Pb	207	0,0072	3,50E-05	10977,8237	6,59E-07	3,15E-04
Jumlah		2300,4695	49,5561		1,4803	100

b) $\text{Na}_2\text{CO}_{3(l)}$ Dari Mixer-01

Larutan sodium karbonat dibuat dengan melarutkan sodium karbonat di dalam mixer. Jumlah air yang diperlukan untuk pelarutan = 4324,2378 kg/jam (kelarutan sodium karbonat = 0,4325 kg Na_2CO_3 / kg H_2O).

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm ; Suhu = 95°C

Komponen	BM	Masuk	Masuk	Densitas*	q	X_i massa
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/m³)	(m³/jam)	(%)
Na_2CO_3	106	2426,0563	22,8873	2308,2287	1,0510	35,42
H_3PO_4	98	56,3421	0,5749	1855,8318	0,0304	0,82
H_2O	18	4324,2378	240,2354	899,6139	4,8068	63,13

NaCl	58	1,8662	0,0322	1900,8921	0,0010	0,03
Fe	56	0,0056	1,00E-04	7773,6075	7,20E-07	8,17E-05
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	3,94E-04	2442,5006	2,29E-05	8,17E-04
Na ₂ HPO ₄	142	40,6834	2,87E-01	1178,6676	0,0345	0,59
total		6849,2474	264,0168		5,9237	100,00

Sehingga komposisi umpan masuk reaktor

Komponen	BM	Masuk	Masuk	Densitas*	q	X _i massa
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/m ³)	(m ³ /jam)	(%)
Na ₂ CO ₃	106	2426,0563	22,8873	2308	1,0510	26,52
H ₃ PO ₄	98	1781,6942	18,1806	1856	0,9601	19,47
H ₂ O	18	4899,3225	272,1846	900	5,4460	53,55
NaCl	58	1,8662	0,0322	1901	0,0010	0,02
Fe	56	0,0056	1,00E-04	7774	7,20E-07	6,12E-05
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	3,94E-04	2443	2,29E-05	6,12E-04
As	75	0,0012	1,61E-05	9184	1,31E-07	1,32E-05
F	19	0,0241	1,27E-03	630	3,83E-05	2,64E-04
Pb	207	0,0072	3,50E-05	10904	6,64E-07	7,92E-05
Na ₂ HPO ₄	142	40,6834	2,87E-01	1232	0,0330	0,44
total		9149,7169	313,5730		7,4912	100,00

*Data densitas diambil dari buku Yaws, 1995 dan jurnal penlitian Nikandrov,2005.

ρ campuran

$$\rho_{mix} = \frac{\sum m_i}{\sum q_i} = \frac{9149,7169 \text{ kg / jam}}{7,4912 \text{ kg / jam}} = 1221,3965 \text{ kg / m}^3 = 76,2493 \text{ lbm / ft}^3$$

2. Persamaan Laju Reaksi

Persamaan untuk mencari nilai konstanta kecepatan reaksi pembuatan Disodium Fosfat dengan bahan baku Natrium Karbonat dan Disodium Fosfat adalah sebagai berikut :

$$k = 238,9131 e\left(\frac{-2006,023}{T}\right), \text{ (Widayatno, 2003)}$$

Ditetapkan reaksi berlangsung pada suhu 95 °C.

Sehingga nilai $k = 1,0252 \text{ m}^3 / \text{kmol.jam}$.

Dari Industrial Chemicals, keyes, 1975 konversi reaksi berkisar 90%-95%. Jumlah Na_2CO_3 dibuat berlebih (*excess*) sehingga reaksi dianggap ber-orde 2 terhadap H_3PO_4 .

Persamaan laju reaksi : $-r_A = k.C_A.C_B$



Disederhanakan menjadi : A + B → C + D + E

Tabel Stoikiometri :

Komponen	Masuk	Beraksi	Keluar
A	F_{A0}	$F_{A0} - F_{A0}.X_A$	$F_{A0} - F_{A0}.X_A$
B	F_{B0}	$F_{B0} - F_{A0}.X_A$	$F_{B0} - F_{A0}.X_A$
C	F_{C0}	$F_{C0} + F_{A0}.X_A$	$F_{C0} + F_{A0}.X_A$
D	F_{D0}	$F_{D0} + F_{A0}.X_A$	$F_{D0} + F_{A0}.X_A$
E	F_{E0}	$F_{E0} + F_{A0}.X_A$	$F_{E0} + F_{A0}.X_A$
total	$F_{t0} = F_{A0} + F_{B0} + F_{C0}$		$F_t = F_{t0} + F_{A0}.X_A$

Neraca Massa Komponen B :

$$R_{in} - R_{out} - R_{gen} = R_{acc}$$

$$F_A - F_{A0}(1 - X_A) - (-r_A.V) = \left[\frac{dN_A}{dt} \right] = 0$$

$$F_A.X_A = -r_A.V$$

$$V = \frac{F_{A0}.X_A}{-r_A} \quad (1)$$

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B \quad (2)$$

Persamaan 1 dan 2 digabungkan :

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X_A}{k \cdot C_A \cdot C_B} \quad (3)$$

$$C_A = \frac{F_A}{q} = \frac{F_{A0}(1-X_A)}{q_0} = C_{A0}(1-X_A)$$

$$C_B = \frac{F_B}{q} = \frac{F_{B0} - F_{A0} \cdot X_A}{q_0} = C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X_A}{k \cdot C_{A0}(1-X_A) \cdot (C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A)} \quad (4)$$

$$V = \frac{C_{A0} \cdot q_0 \cdot X_A}{k \cdot C_{A0}(1-X_A) \cdot C_{A0} \cdot (\frac{C_{B0}}{C_{A0}} - X_A)}$$

$$V = \frac{q_0 \cdot X_A}{k \cdot C_{A0}(1-X_A) \cdot (\frac{C_{B0}}{C_{A0}} - X_A)}$$

$$V = \frac{q_0 \cdot X_A}{k \cdot C_{A0}(1-X_A) \cdot (M - X_A)} \quad (5)$$

$$C_{A0} = 2,4269 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = 3,0552 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = C_{B0} / C_{A0} = 1,2588$$

Dibuat hubungan antara Konversi (X_A) dan Volume Cairan dalam reaktor.

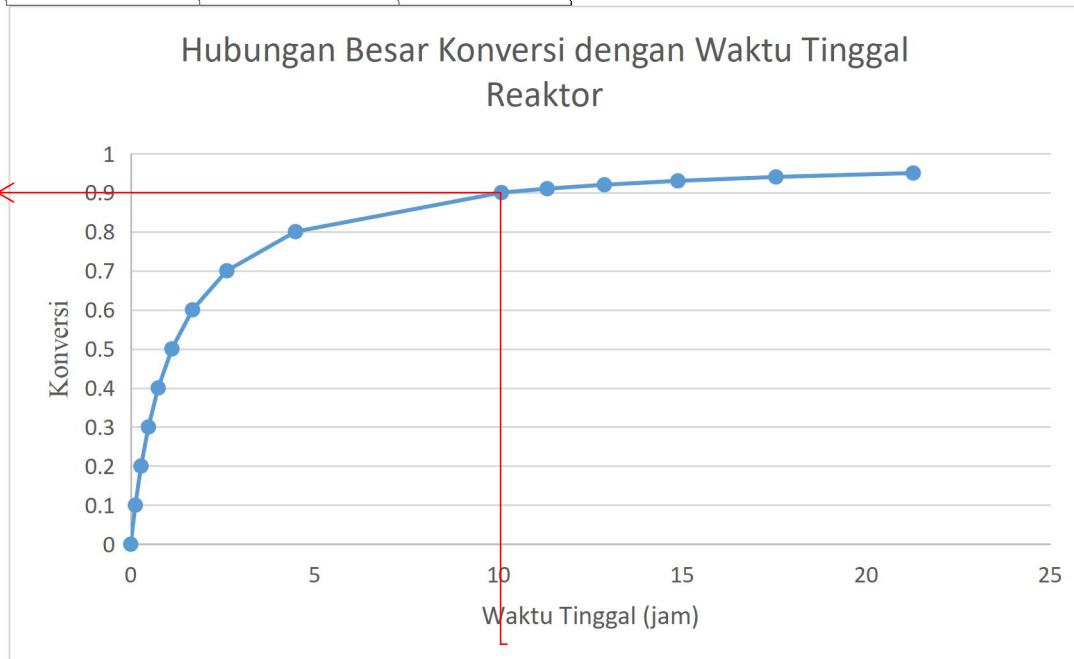
X_A	Vcairan (m^3)	τ (jam)
0	0,0000	0,0000
0,1	0,9321	0,1244
0,2	2,0972	0,2800
0,3	3,5952	0,4799

Keterangan : τ = waktu tinggal

$$\tau = V / q_i$$

0,4	5,5925	0,7465
0,5	8,3887	1,1198
0,6	12,5831	1,6797
0,7	19,5737	2,6129
0,8	33,5550	4,4793
0,9	75,4987	10,0783
0,91	84,8196	11,3226
0,92	96,4706	12,8779
0,93	111,4505	14,8775
0,94	131,4237	17,5438
0,95	159,3862	21,2765

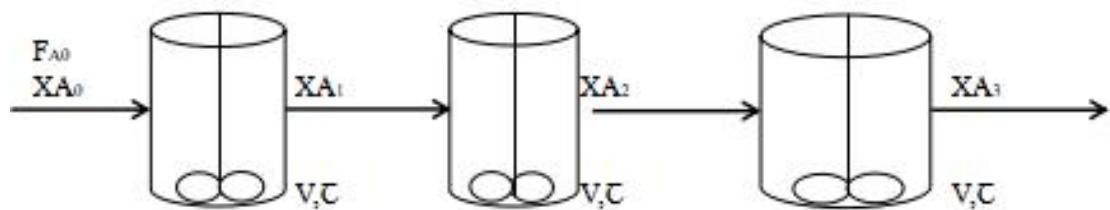
Dengan : $q_i = 7,4912 \text{ m}^3/\text{jam}$



Dari tabel diatas dengan pertimbangan kenaikan waktu tinggal reaktor yang semakin melebar hanya untuk menaikkan 1% konversi, maka untuk menghemat waktu dan biaya operasional, diambil konversi reaksi sebesar 90%.

3. Optimasi Reaktor

Optimasi dilakukan dengan tujuan untuk mempercepat lama waktu tinggal didalam reaktor dengan jalan menambah jumlah reaktor. Untuk memudahkan perhitungan, ditetapkan bahwa volume dan waktu tinggal pada setiap reaktor adalah sama ($V_i = V_{i+1} = V_{i+2} = V$ dan $\tau_i = \tau_{i+1} = \tau_{i+2} = \tau$). Reaktor disusun seri sehingga :



Mengikuti persamaan 14.4-1 Missen, 1999 hal 355. Volume Reaktor dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$V_i = \frac{F_{AO} \cdot (X_{Ai} - X_{A(i-1)})}{-r_{Ai}} \quad (6)$$

Subtitusi persamaan 2 kedalam persamaan 6,

$$V_i = \frac{F_{AO} \cdot (X_{Ai} - X_{A(i-1)})}{k \cdot C_A \cdot C_B} \quad (7)$$

Optimasi reaktor dengan menentukan jumlah reaktor :

a) Menggunakan 1 Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Untuk :

$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A1} = 0,90$$

$$M = 1,2588$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X_A}{k \cdot C_{A0} (1 - X_A) \cdot (C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A)}$$

$$V = \frac{C_{A0} \cdot q_0 \cdot X_A}{k \cdot C_{A0} (1 - X_A) \cdot C_{A0} \cdot (\frac{C_{B0}}{C_{A0}} - X_A)}$$

$$V = \frac{q_o \cdot X_A}{k \cdot C_{A0} (1 - X_A) \left(\frac{C_{B0}}{C_{A0}} - X_A \right)}$$

$$V = \frac{q_o \cdot X_A}{k \cdot C_{A0} (1 - X_A) (M - X_A)}$$

Diperoleh :

$$V = 75,4987 \text{ m}^3$$

$$T = V / q_o = 75,4987 \text{ m}^3 / 7,4911 \text{ m}^3 / \text{jam} = 10,0783 \text{ jam}$$

b) Menggunakan 2 Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Reaktor 1 :

$$V_1 = \frac{F_{A0} \cdot X_{A1}}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A1}) \cdot (M - X_{A1})} \quad (8)$$

Reaktor 2 :

Volume Reaktor 2 dihitung dengan menggunakan persamaan 7.

$$V_2 = \frac{F_{AO} \cdot (X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - X_{A2}) \cdot (M - X_{A2})} \quad (9)$$

Karena $V_1 = V_2$, maka persamaan 8 dan 9 dapat digabung menjadi :

$$= \frac{F_{A0} \cdot X_{A1}}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A1}) \cdot (M - X_{A1})} = \frac{F_{AO} \cdot (X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - X_{A2}) \cdot (M - X_{A2})} \quad (10)$$

Persamaan 10 disederhanakan menjadi :

$$= \frac{X_{A1}}{(1 - X_{A1}) \cdot (M - X_{A1})} = \frac{(X_{A2} - X_{A1})}{(1 - X_{A2}) \cdot (M - X_{A2})} \quad (11)$$

Dengan menggunakan cara *goal seek* dari *microsoft excel*, diperoleh :

Untuk :

$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A2} = 0,90$$

$$M = 1,2588$$

Diperoleh :

$$X_{A1} = 0,68$$

$$V_1 = V_2 = 15,7989 \text{ m}^3$$

$$\tau = V / q_0 = 15,7989 \text{ m}^3 / 7,4911 \text{ m}^3 / \text{jam} = 2,1090 \text{ jam}$$

c) Menggunakan 3 Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Reaktor 1 :

Volume Reaktor 1 dihitung dengan menggunakan persamaan 8.

$$V_1 = \frac{F_{AO} \cdot X_{A1}}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - X_{A1}) \cdot (M - X_{A1})} \quad (12)$$

Reaktor 2 :

Volume Reaktor 2 dihitung dengan menggunakan persamaan 9.

$$V_2 = \frac{F_{AO} \cdot (X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - X_{A2}) \cdot (M - X_{A2})} \quad (13)$$

Reaktor 3 :

Volume Reaktor 3 dihitung dengan menggunakan persamaan 7.

$$V_3 = \frac{F_{AO} \cdot (X_{A3} - X_{A2})}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - X_{A3}) \cdot (M - X_{A3})} \quad (14)$$

Untuk $V_1 = V_2$, menggunakan persamaan 11 :

$$= \frac{X_{A1}}{(1 - X_{A1}) \cdot (M - X_{A1})} = \frac{(X_{A2} - X_{A1})}{(1 - X_{A2}) \cdot (M - X_{A2})} \quad (15)$$

Untuk $V_2 = V_3$, persamaan 13 dan 14 digabungkan menjadi :

$$= \frac{F_{AO} \cdot (X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - X_{A2}) \cdot (M - X_{A2})} = \frac{F_{AO} \cdot (X_{A3} - X_{A2})}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - X_{A3}) \cdot (M - X_{A3})} \quad (16)$$

Persamaan 16 disederhanakan, menjadi :

$$= \frac{(X_{A2} - X_{A1})}{(1 - X_{A2}) \cdot (M - X_{A2})} = \frac{(X_{A3} - X_{A2})}{(1 - X_{A3}) \cdot (M - X_{A3})} \quad (17)$$

Diketahui : $M = 1,2588$; $X_{A3} = 0,90$

$$= (X_{A2} - X_{A1})(1 - 0,90)(M - 0,90) = (0,90 - X_{A2})(1 - X_{A2})(M - X_{A2})$$

$$= (X_{A2} - X_{A1})(0,10)(M - 0,90) = (0,90 - X_{A2})(1 - X_{A2})(M - X_{A2})$$

$$X_{A1} = X_{A2} - \frac{(0,90 - X_{A2})(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}{0,10(M - 0,90)} \quad (18)$$

Persamaan 18 disubtitusikan kedalam persamaan 15, menjadi :

$$\frac{\frac{X_{A2} - \frac{(0,90 - X_{A2})(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}{0,10(M - 0,90)}}{(1 - X_{A2} - \frac{(0,90 - X_{A2})(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}{0,10(M - 0,90)})} = \frac{(X_{A2} - X_{A2} - \frac{(0,90 - X_{A2})(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}{0,10(M - 0,90)})}{(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}}$$

(19)

Dengan menggunakan cara *goal seek* dari *microsoft excel*, diperoleh :

$$X_{A2} = 0,7846$$

Nilai X_{A2} disubtitusikan kedalam persamaan 17, menjadi :

$$\frac{(0,7846 - X_{A1})}{(1 - 0,7846)(M - 0,7846)} = \frac{(0,90 - 0,7846)}{(1 - 0,90)(M - 0,90)}$$

Diperoleh :

$$X_{A1} = 0,5358$$

Kesimpulan :

Untuk :

$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A2} = 0,7846$$

$$X_{A1} = 0,5358$$

$$X_{A3} = 0,90$$

Diperoleh :

$$V_1 = V_2 = V_3 = 8,4350 \text{ m}^3$$

$$C = 8,4350 \text{ m}^3 / 7,4911 \text{ m}^3 / \text{jam} = 1,1260 \text{ jam}$$

d) Menggunakan 4 Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Reaktor 1 :

Volume Reaktor 1 dihitung dengan menggunakan persamaan 5.

$$V_1 = \frac{F_{A0} \cdot X_{A1}}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A1}) \cdot (M - X_{A1})} \quad (20)$$

Reaktor 2 :

Volume Reaktor 2 dihitung dengan menggunakan persamaan 7.

$$V_2 = \frac{F_{AO} \cdot (X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A2}) \cdot (M - X_{A2})} \quad (21)$$

Reaktor 3 :

Volume Reaktor 3 dihitung dengan menggunakan persamaan 7.

$$V_3 = \frac{F_{AO} \cdot (X_{A3} - X_{A2})}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A3}) \cdot (M - X_{A3})} \quad (22)$$

Reaktor 4 :

Volume Reaktor 4 dihitung dengan menggunakan persamaan 7.

$$V_4 = \frac{F_{AO} \cdot (X_{A4} - X_{A3})}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A4}) \cdot (M - X_{A4})} \quad (23)$$

Dari $V_1 = V_2$, Persamaan 20 dan 21 digabungkan, menjadi :

$$\frac{X_{A1}}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} = \frac{(X_{A2} - X_{A1})}{(1-X_{A2})(M-X_{A2})} \quad (24)$$

Dari $V_1 = V_3$, Persamaan 20 dan 22 digabungkan, menjadi :

$$\frac{X_{A1}}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} = \frac{(X_{A3} - X_{A2})}{(1-X_{A3})(M-X_{A3})} \quad (25)$$

Dari $V_1 = V_4$, Persamaan 20 dan 23 digabungkan, menjadi :

$$\frac{X_{A1}}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} = \frac{(X_{A4} - X_{A3})}{(1-X_{A4})(M-X_{A4})} \quad (26)$$

$$X_{A3} = X_{A4} - \left(\frac{X_{A1} \cdot (1-X_{A4}) \cdot (M-X_{A4})}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right) \quad (27)$$

Persamaan 27 disubtitusikan kedalam persamaan 25, menjadi :

$$\begin{aligned} \frac{X_{A1}}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} &= \frac{\left(X_{A4} - \left(\frac{X_{A1} \cdot (1-X_{A4}) \cdot (M-X_{A4})}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right) - X_{A2} \right)}{\left(1 - X_{A4} - \left(\frac{X_{A1} \cdot (1-X_{A4}) \cdot (M-X_{A4})}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right) \right) \cdot (M-X_{A4}) - \left(\frac{X_{A1} \cdot (1-X_{A4}) \cdot (M-X_{A4})}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right)} \quad (28) \\ &= \left(\frac{X_{A1}}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right) \cdot \left(1 - X_{A4} - \left(\frac{X_{A1} \cdot (1-X_{A4}) \cdot (M-X_{A4})}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right) \right) \cdot (M-X_{A4}) - \left(\frac{X_{A1} \cdot (1-X_{A4}) \cdot (M-X_{A4})}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right) \\ &= \left(X_{A4} - \left(\frac{X_{A1} \cdot (1-X_{A4}) \cdot (M-X_{A4})}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right) - X_{A2} \right) \end{aligned}$$

$$X_{A2} = (X_{A4} - \left(\frac{X_{A1} \cdot (1-X_{A4}) \cdot (M-X_{A4})}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right) - X_{A2}) - \\ \left(\frac{X_{A1}}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right) \cdot (1-X_{A4} - \left(\frac{X_{A1} \cdot (1-X_{A4}) \cdot (M-X_{A4})}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right)) \cdot (M-X_{A4} - \left(\frac{X_{A1} \cdot (1-X_{A4}) \cdot (M-X_{A4})}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} \right))$$

Nilai X_{A2} dan nilai $M = 1,2588$ disubtitusikan ke persamaan 24:

$$\frac{X_{A1}}{(1-X_{A1})(M-X_{A1})} = \frac{(X_{A2}-X_{A1})}{(1-X_{A2})(M-X_{A2})}$$

$$X_{A4} = 0,90$$

Diperoleh :

$$X_{A1} = 0,4377$$

X_{A1} disubtitusikan kedalam persamaan 24, menjadi :

$$\frac{0,4377}{(1-0,4377)(M-0,4377)} = \frac{(X_{A2}-0,4377)}{(1-X_{A2})(M-X_{A2})} \quad (29)$$

Diperoleh :

$$X_{A2} = 0,6838$$

X_{A2} disubtitusikan kedalam persamaan 25, menjadi :

$$X_{A3} = \frac{0,4377}{(1-0,4377)(M-0,4377)} = \frac{(X_{A3}-0,6838)}{(1-X_{A3})(M-X_{A3})} \quad (30)$$

Diperoleh :

$$X_{A3} = 0,8222$$

Kesimpulan :

Untuk :

$$X_{A0} = 0 \quad X_{A3} = 0,8222$$

$$X_{A1} = 0,4377 \quad X_{A4} = 0,90$$

$$X_{A2} = 0,6838$$

Diperoleh :

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 5,6870 \text{ m}^3$$

$$T = 5,6870 \text{ m}^3 / 7,4911 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,7591 \text{ jam}$$

Tabel Konversi dan Volume Cairan Masing-masing Reaktor

n	X_{A1}	X_{A2}	X_{A3}	X_{A4}	Volume (m³)	Space Time τ (jam)
1	0,9				75,4987	10,0783
2	0,68	0,90			15,7989	2,1090
3	0,54	0,78	0,90		8,4350	1,1260
4	0,44	0,68	0,82	0,90	5,6866	0,7591

Sebagai aspek perancangan dan pertimbangan *safety*, volume reaktor ditetapkan : 120% dari total volume cairan.

Tabel Volume Reaktor

n	Volume Cairan (m³)	Volume Reaktor (m³)	Volume Reaktor (L)	Volume Reaktor (gal)
1	75,4987	90,5985	90598,4914	23933,5847
2	15,7989	18,9587	18958,6666	5008,3489
3	8,4350	10,1220	10121,9865	2673,9454
4	5,6866	6,8239	6823,8887	1802,6803

Untuk menentukan jumlah reaktor yang sebaiknya digunakan, diperlukan *study* mengenai harga reaktor. Adapun harga reaktor dipengaruhi oleh tipe reaktor serta material yang digunakan. Dalam hal ini :

1. Tipe reaktor yang digunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
2. Material berupa *Stainless Steel* sehingga tahan terhadap korosi.

Menghitung Harga Reaktor :

Fig.42 Robert S. Aries, 1955 dalam buku Chemical Engineering Cost Estimation hal. 64, menampilkan gambaran harga reaktor dengan jenis *Jacketed & Agitated Reactor* dan berbahan dasar Stainless Steel 50 psi.

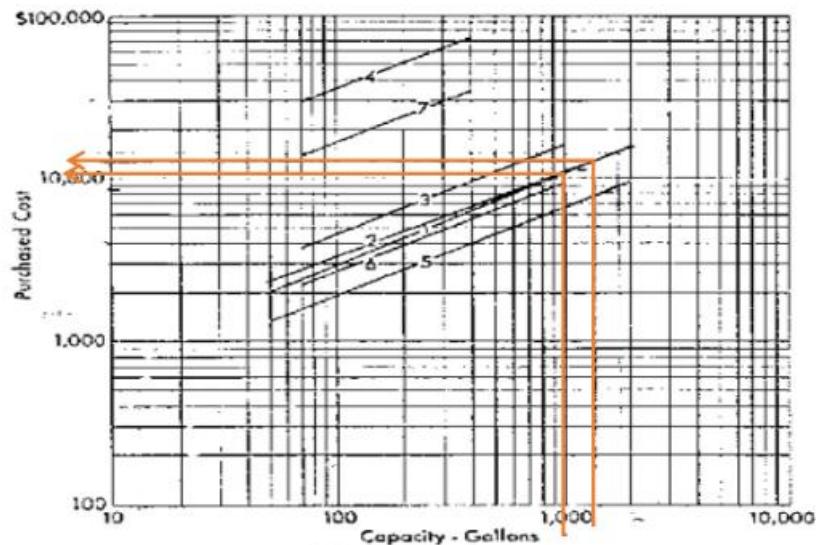


Fig. 42. Tanks. Reactor, agitated, jacketed: (1) glass-lined steel, 50 psi, (2) stainless steel, 50 psi, (3) stainless steel, 300 psi, (4) stainless steel, 1,500 psi, (5) steel, 50 psi, (6) steel, 300 psi, (7) steel, 1,500 psi. [Ref. 2, 3, 22, 28 (p. 1256), 34, 39.]

Dengan interpolasi data, diperkirakan harga untuk sebuah reaktor dengan kapasitas 1802,6803 gall. :

Kapasitas (gall)	Harga (\$USD)
2000	20000
1802,6803	18816,0820
1000	14000

Menggunakan beberapa persamaan yang dikenal *six-tenth factor* dalam buku yang sama, harga reaktor untuk kapasitas lain dan pada tahun 2018 dapat diperkirakan ;

$$E_b = E_a \cdot \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0.6} \quad (31)$$

$$E_x = E_y \cdot \left(\frac{N_x}{N_y} \right) \quad (32)$$

Dimana :

C_a = Kapasitas dari alat A

C_b = Kapasitas dari alat B

E_a = Harga beli dari alat A

E_b = Harga beli dari alat B

N_y = Index Value untuk tahun Y

N_x = Index Value untuk tahun X

E_y = Harga beli alat pada tahun Y

E_x = Harga beli alat pada tahun X

Index Value pada tahun 1954 = 185 (*Aries, 1955*)

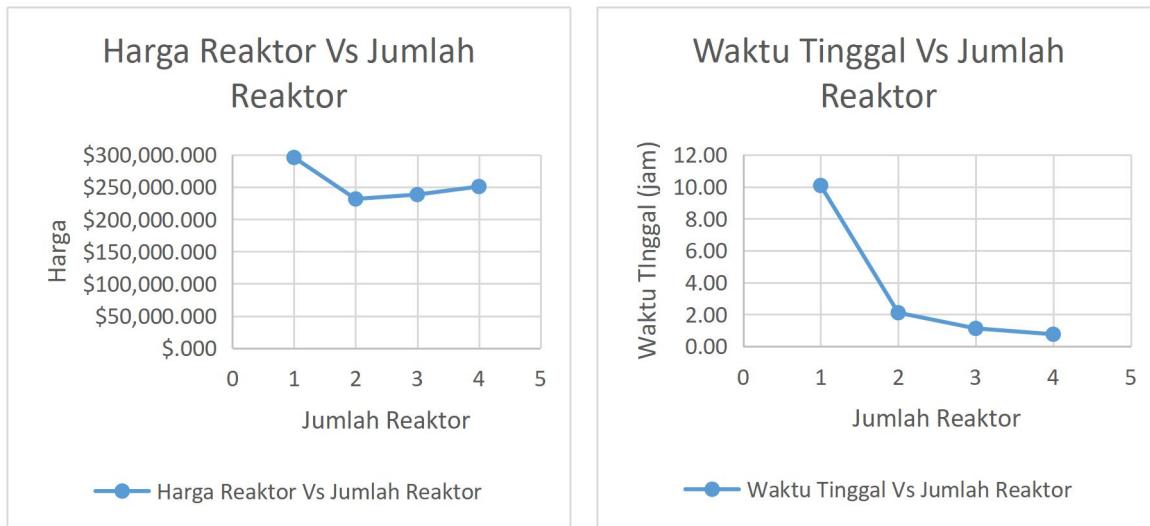
Index Value pada Januari 2021 = 616,5 (*chemengonline.com*)

Tabel Harga Reaktor pada Tahun 1954 dan 2021

n	Kapasitas (gall)	Harga Tahun 1954 (\$/Unit)	Harga Tahun 2021 (\$/Unit)	Total Harga Reaktor (\$)
1	23934	88.794,719	295.902,401	295.902,401
2	5008	34.737,192	115.759,345	231.518,690
3	2674	23.837,982	79.438,464	238.315,393
4	1803	18.816,082	62.703,322	250.813,288

Tabel Perbandingan Harga dan Waktu Tinggal untuk Setiap Jumlah Reaktor :

n	Kapasitas (gall)	Total Harga Reaktor (\$)	Waktu Tinggal (jam)
1	23934	\$295.902,401	10,0783
2	5008	\$231.518,690	2,1090
3	2674	\$238.315,393	1,1260
4	1803	\$250.813,288	0,7591



(1)

(2)

Grafik (1) Perbandingan harga reaktor dan jumlah reaktor, (2) Perbandingan waktu tinggal cairan dan jumlah reaktor.

Dari hasil perhitungan dan data yang terlihat pada grafik, dapat disimpulkan :

Penggunaan 2 buah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang disusun seri memberikan harga termurah dibandingkan susunan yang lain. Dari waktu tinggal cairan, Penggunaan 2 buah RATB memberikan penurunan yang sangat besar dibandingkan jika hanya menggunakan 1 RATB.

4. Dimensi Reaktor

Bentuk : Silinder Vertikal dengan jenis *head Torispherical*

Alasan : Jenis Head Torispherical diambil berdasar pada buku brownell-Young hal. 88 yang menerangkan bahwa Jenis Head ini mampu menahan tekanan 15 psia - 200 psia dan relatif lebih ekonomis.

a) Menghitung Volume Reaktor

Dengan dimensi perbandingan tinggi (H) dan Diameter (D) sebesar 1 : 1,2.

Mengikuti persamaan 5.11 Brownell, hal. 88 :

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + 2 \cdot V_{\text{head}}, \quad (33)$$

$$2 \cdot V_{\text{head}} = 2 \cdot (0,000049 \cdot D_i^3) \quad (34)$$

Dengan : D_i = Diameter Dalam (in)

: V_R = Volume Reaktor (ft^3)

Konversi satuan ke ft :

$$2 \cdot V_{\text{head}} = 2 \cdot (0,084672 \cdot D_i^3) \quad (35)$$

$$V_{\text{shell}} = \left(\frac{\pi \cdot D_i^2}{4}\right) \cdot H \quad (36)$$

Subtitusi persamaan 35 dan 36 kedalam persamaan 33, menjadi :

$$V_{\text{reaktor}} = \left(\frac{\pi \cdot D_i^2}{4}\right) \cdot H + 2 \cdot (0,084672 \cdot D_i^3) \quad (37)$$

$$H : D_i = 1 : 1,2$$

$$V_{\text{reaktor}} = \left[\left(\frac{\pi \cdot D_i^2}{4}\right) \cdot \left(\frac{D_i}{1,2}\right) + 2 \cdot (0,084672 \cdot D_i^3)\right] \quad (38)$$

$$V_{\text{reaktor}} = 18,9587 \text{ m}^3 = 669,5191 \text{ ft}^3$$

Dengan mensubtitusikan nilai V_{reaktor} ke dalam persamaan 38, didapat :

$$D_i = 9,3332 \text{ ft} = 111,9986 \text{ in} = 2,8447 \text{ m}$$

$$H = 7,7777 \text{ ft} = 93,3321 \text{ in} = 2,3706 \text{ m}$$

b) Menentukan Tebal Dinding (Shell) Reaktor

Kondisi operasi reaktor ditetapkan pada temperatur 95°C dan tekanan atmosferis (1 atm). Dengan memperhitungkan tekanan hidrostatis yang terjadi akibat kedalaman reaktor dan gaya gravitasi, tekanan total desain reaktor dapat dihitung dengan :

$$P_t = P_d + P_h$$

$$P_h = \rho \cdot g \cdot h_{\text{maks.}}$$

$$= 1221,3965 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 2,3706 \text{ m}$$

$$= 28375,7736 \text{ kg/ms}^2 \cdot 9,8 \cdot 10^{-6} \text{ atm / (kg/ms}^2\text{)}$$

$$= 0,2801 \text{ atm}$$

Sehingga tekanan total reaktor :

$$P_t = P_d + P_h = (1 + 0,02801) \text{ atm} = 1,28 \text{ atm.}$$

Untuk pertimbangan faktor safety, tekanan reaktor dilebihkan menjadi 120% dari tekanan hitung sehingga tekanan maksimum reaktor sebesar 1,5360 atm atau sebanding dengan 22,58 psia.

Diambil jenis tangki silinder vertikal dengan bahan dasar Stainless Steel SA-167, Grade 11, Tipe : 316 dengan pertimbangan bahan baku yang digunakan yakni asam fosfat dan natrium karbonat memiliki sifat korosif sehingga penggunaan Stainless Steel memampukan alat untuk dapat digunakan dalam waktu yang lama. Jenis stainless steel ini menurut Nickel Development Industry dalam Design Guidelines For The Selection and Use of Stainless Steel, mengandung *molybdenum*, yang dapat meningkatkan resistansi terhadap korosi.

Pada temperatur kerja 85°C-100°C, tegangan maksimal yang diijinkan untuk bahan dasar SA-167, Grade 11, Tipe : 316 adalah 18.750 psia (App D. Item 4, Brownell-Young, 1979).

Tipe sambungan yang digunakan adalah *Double-welded butt joint*, tipe ini memberikan efisiensi sambungan maksimum 80%. (tabel 13.2, hal. 254, Brownell-Young, 1979)

Dengan asumsi laju korosi sebesar 0,0125 in/tahun dan lama pemakaian 10 tahun., tebal shell yang digunakan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 13.1 hal. 254 Brownell-Young, 1979.

$$t = \frac{p.D_i}{2f.E - 1,2.p} + c.n \quad (39)$$

Dengan :

t = tebal shell minimum yang dibutuhkan, in

p = tekanan operasi

E = efisiensi sambungan

f = tegangan maksimal yang diijinkan

D_i = inside diameter shell

c = laju korosi

n = lama pemakaian

$$t = \frac{22,58 \text{ psia} \cdot 9,34 \text{ ft} \cdot 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}}}{2,18750 \text{ psia} \cdot 80\% - 1,22,58 \text{ psia}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \cdot 10 \text{ tahun}$$

$$t = 0,21 \text{ in}$$

Melihat standar yang ada pada tabel 5.6 hal. 88, Brownell-Young, 1979.

Ketebalan shell standar = 0,25 in = 0,00635 m

Diameter luar tangki (D_o) :

$$D_o = D_i + 2 \cdot t \quad (40)$$

$$D_o = 9,34 \text{ ft} + 2 \cdot 0,25 \text{ in} \cdot \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}}$$

$$D_o = 9,3749 \text{ ft} = 2,8575 \text{ m} = 112,4990 \text{ in}$$

Koreksi nilai diameter tangki dengan standar dari Brownell, 1979 :

$$D_o = 114 \text{ in} = 2,8960 \text{ m} = 9,50 \text{ ft}$$

$$D_i = 113,5 \text{ in} = 2,8830 \text{ m} = 9,45 \text{ ft}$$

c) Menentukan Jenis dan Tebal Head

Dari Brownell-Young, 1979, hal. 88. diterangkan bahwa ada beberapa jenis head yang biasa digunakan dalam perancangan reaktor tangki vertikal, diantaranya :

Flanged and Dished Heads (Torispherical)

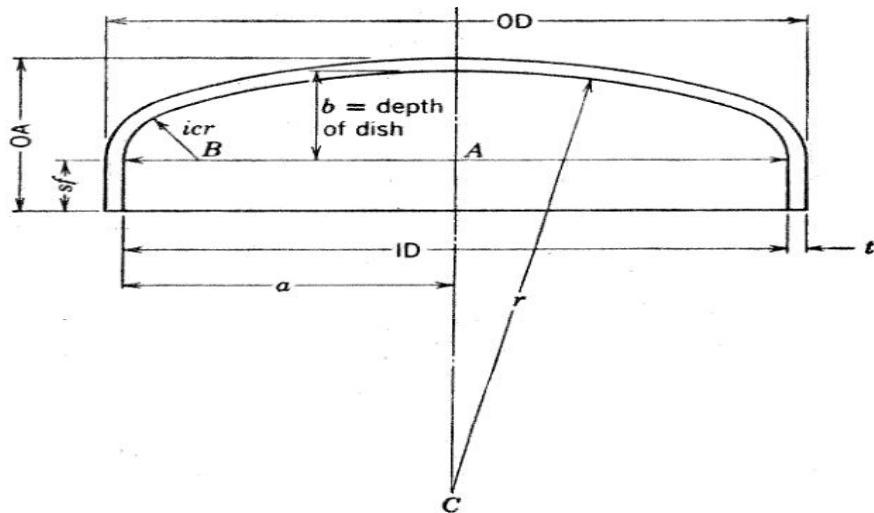
Digunakan untuk tangki bertekanan dengan rentang tekanan 15 - 200 psig.

Ecliptical Dished Head

Digunakan untuk tangki bertekanan dengan kisaran 100 psi, namun lebih sering digunakan untuk perancangan tangki dengan tekanan 200 psi.

Tekanan dalam reaktor dirancang atmosferis, sehingga menggunakan head dengan jenis Torispherical lebih tepat daripada menggunakan Ecliptical Dished Head.

Gambaran Torispherical Head dari fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads, Brownell-Young, hal. 87.



Keterangan :

- icr = jari-jari sudut internal (*inside corner radius*)
- r = jari-jari kelengkungan
- sf = flange lurus (*straight flange*)
- th = tebal head
- OA = tinggi penutup
- b = *depth of dish (inside)*
- a = *inside radius*
- ID = *inside diameter*

Material konstruksi untuk head reaktor, sama dengan material yang digunakan untuk shell reaktor, yakni Stainless Steel SA-167, Grade 11, tipe 316. Pada temperatur kerja 202°F tegangan maksimal yang diijinkan adalah 18.750 psia. (App D. Item 4, Brownell-Young, 1979).

Tipe sambungan yang digunakan *Double-welded butt joint*, tipe ini memberikan efisiensi sambungan maksimum 80%. (tabel 13.2, hal. 254, Brownell-Young, 1979).

Dengan asumsi laju korosi 0,0125 in/tahun dan lama pemakaian 10 tahun.

Tebal *head torispherical* yang digunakan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 13.12 hal. 258. Brownell-Young, 1979.

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot D_o}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + c \cdot n \quad (41)$$

Dengan :

t_h = tebal shell minimum yang dibutuhkan

p = tekanan operasi

E = efisiensi sambungan

f = tegangan maksimal yang diijinkan

D_o = outside diameter shell

C = laju korosi

n = lama pemakaian

$$t_h = \frac{0,885 \cdot 22,58 \text{ psia} \cdot 114 \text{ in}}{2 \cdot 18750 \text{ psia} \cdot 80\% + 0,2 \cdot 22,58 \text{ psia}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \cdot 10\text{tahun}$$

$$t_h = 0,2009 \text{ in}$$

Mengikuti tabel 5.7. hal. 91 Brownell-Young, 1979, diambil nilai tebal head standar :

$$t_h = 0,25 \text{ in}$$

Pada persamaan 5.11 Brownell-Young, 1979, hal. 88.

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \cdot D_i^3 ; (D_i = \text{in}, V_{\text{head}} = \text{ft}^3)$$

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \cdot (144)^3$$

$$V_{\text{head}} = 72,5956 \text{ ft}^3 = 2,0557 \text{ m}^3$$

d) Menentukan Tinggi Head Reaktor (OA)

Dari gambar 5.8. Hubungan Dimensi Torishperical Head, tinggi head dihitung dengan :

$$\text{Tinggi Head (OA)} = t_h + b + sf$$

Nilai sf (Standard Straight Flange) dari tabel 5.8 hal. 93. Berdasarkan tebal head :

$$\text{Nilai sf} = 1,5 \text{ in} - 2,25 \text{ in}$$

$$\text{Diambil sf} = 2 \text{ in}$$

Untuk $D_o = 9,5 \text{ ft}$ dalam tabel 5.7. hal. 91, Brownell-Young, 1979. Diperoleh nilai :

$$icr = 6,875 \text{ in}$$

$$r = 108 \text{ in}$$

Dengan menggunakan persamaan-persamaan dari hubungan dimensi head (hal. 87, Brownell-Young, 1979).

$$a = \frac{D_i}{2} = \frac{1}{2} \cdot 9,45 \text{ ft} = 4,7292 \text{ ft} = 56,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 56,75 - 6,875 \text{ in} \\ &= 49,8750 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 108 - 6,875 \text{ in} \\ &= 101,1250 \text{ in} \\ AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\ &= (101,1250^2 - 49,8750^2)^{1/2} \\ &= 87,9701 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 108 - 87,9701 \text{ in} \\ &= 20,0298 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_h + b + sf \\ &= (0,25 + 20,0298 + 2) \text{ in} \\ &= 22,2798 \text{ in} = 0,5659 \text{ m} \end{aligned}$$

e) Menentukan Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor Keseluruhan} &= \text{Tinggi Shell} + 2 \cdot (\text{Tinggi Head}) \\ &= 93,3320 \text{ in} + 2 \cdot 20,0298 \text{ in} \\ &= 137,8918 \text{ in} = 3,5024 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Larutan dalam Reaktor

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 = \frac{3,14}{4} \cdot 2,8574 \text{ m}^2 = 6,4096 \text{ m}^2$$

$$\text{Volume Head Atas} = \text{Volume Head Bawah} = 2,0557 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Cairan} = 15,7989 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Cairan di Shell (V}_L\text{)} = \text{Volume Cairan} - \text{Volume Head Bawah}$$

$$= (15,7989 - 2,0557) \text{ m}^3 \\ = 13,7432 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi Cairan di Shell (H}_L\text{)} = \frac{V_L}{A} = \frac{13,7342 \text{ m}^3}{6,4096 \text{ m}^2} = 2,1441 \text{ m} = 84,4157 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan dari dasar reaktor} &= H_L + OA - t_h \\ &= (84,4158 + 22,2798 - 0,25) \text{ in} \\ &= 106,4456 \text{ in} \\ &= 2,7037 \text{ m}\end{aligned}$$

5. Perancangan Pengaduk Reaktor 1

Menghitung Densitas dan Laju Alir Campuran Umpan Masuk Reaktor 1

Komponen	Masuk (kg/jam)	x_i	Densitas (kg/m ³)	q_1 (m ³ /jam)
Na ₂ CO ₃	2426,0563	27%	2308,2287	1,0510
H ₃ PO ₄	1781,6942	19%	1855,8318	0,9601
H ₂ O	4899,3225	54%	899,6139	5,4460
NaCl	1,8662	2,04E-04	1900,8921	0,0010
Fe	0,0056	6,12E-07	7773,6075	7,20E-07
Na ₂ SO ₄	0,0560	6,12E-06	2442,5006	2,29E-05
As	0,0012	1,32E-07	9183,8204	1,31E-07
F	0,0241	2,64E-06	629,6394	3,83E-05
Pb	0,0072	7,92E-07	10903,8283	6,64E-07
Na ₂ HPO ₄	40,6834	0,44%	1232,0071	0,0330
total	9149,7169	100%		7,4912

$$\text{Densitas Campuran (}\rho\text{)} = \frac{m}{q_1} = \frac{9149,7169 \text{ kg / jam}}{7,4912 \text{ m}^3 / \text{jam}} = 1221,3965 \text{ m}^3$$

Menghitung Viskositas Campuran Umpan Masuk Reaktor 1

Dari Yaws, 2009

$$\text{Log } \eta_{\text{liq}} = A + B/T + CT + DT^2$$

Komponen	A	B	C	D
Na ₂ CO ₃	-0,7227	1,51E+03	0,00E+00	0,00E+00
H ₃ PO ₄	-167,2213	2,03E+04	4,76E-01	-4,57E-04
H ₂ O	-11,6225	1,95E+03	2,16E-02	-1,60E-05
NaCl	-1,0493	1,15E+03	0,00E+00	0,00E+00
Fe	0,2057	1,11E+03	0,00E+00	0,00E+00
Na ₂ SO ₄	-0,8297	2,18E+03	0,00E+00	0,00E+00
As	-2,2767	3,53E+02	5,00E-15	-8,99E-18
F	-2,5818	1,02E+02	1,65E-02	-8,99E-05
Pb	-0,2852	4,24E+02	0,00E+00	0,00E+00
Na ₂ HPO ₄	-1,19105	4,35E+02	0,00E+00	0,00E+00

Komponen	Masuk (kg/jam)	x _i	Viskositas η (cP)	ln η	x _i ln η
Na ₂ CO ₃	2426,0563	27%	3,147	1,1464	0,3040
H ₃ PO ₄	1781,6942	19%	21,1443	3,0514	0,5942
H ₂ O	4279,8557	54%	0,2966	-1,2154	-0,6508
NaCl	1,8662	2,04E-04	0,7920	-0,2332	0,0000
Fe	0,0056	6,12E-07	5,1220	1,6335	1,00E-06
Na ₂ SO ₄	0,0560	6,12E-06	4,5240	1,5094	9,24E-06
As	0,0012	1,32E-07	0,0481	-3,0347	5,36E-07

F	0,0241	2,64E-06	3,209E-05	-10,347	-2,73E-05
Pb	0,0072	7,92E-07	7,3501	1,9947	1,58E-06
Na ₂ HPO ₄	40,6834	0,44%	0,6330	-0,0219	-0,0001
total	8530,2501	100%			0,2472

Persamaan 2-98 Perry, edisi 8 hal 2-506. Viskositas campuran liquid dihitung dengan rumus berikut :

$$\ln \eta = \sum_i^C x_i \cdot \ln \eta_i \quad (42)$$

$$\ln \eta = 0,2472$$

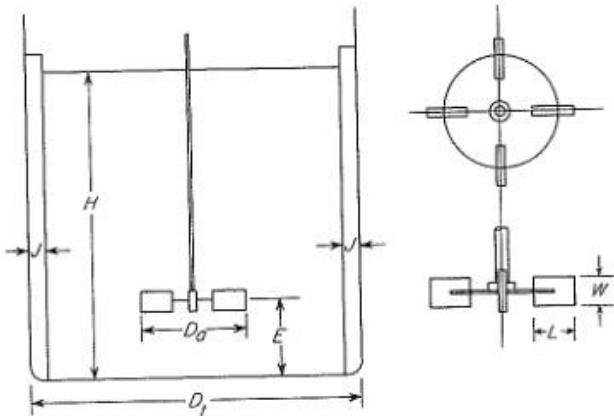
$$\eta = 1,2804 \text{ cP}$$

Jenis impeller / pengaduk yang digunakan dipilih berdasar besar nilai viskositas campuran. Dalam Fig. 8.11. Holland, F.S., Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank, 1996, hal 266. Untuk nilai $\eta = 1,2804 \text{ cP}$, jenis impeller Propeller dan Flat Blade Turbine dapat digunakan.

Digunakan pengaduk Flat Blade Turbine, mengikuti penjelasan dalam tabel 8.2. Impeller Types and Characteristics, Howard, F. R., hal. 338. Pengaduk jenis ini baik digunakan untuk viskositas rendah, tipe ini juga memberikan sifat aliran radial dan energi yang dibutuhkan juga tidak sensitive terhadap perubahan viskositas pada reynold number yang sedang maupun tinggi.

a) Geometri Impeller

Menggunakan gambaran pada buku Unit Operations of Chemical Engineering, Mc. Cabe and Smith Ed.5, hal. 242.



$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}; \quad \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3}; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$\begin{aligned}\textbf{Da (Diameter pengaduk)} &= \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \cdot 2,8829 \text{ m} \\ &= 0,9610 \text{ m} = 47,83 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\textbf{W (Lebar Impeller)} &= \frac{1}{5} \cdot D_a = \frac{1}{5} \cdot 0,9610 \text{ m} \\ &= 0,1922 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\textbf{L (Panjang Blade)} &= \frac{1}{4} \cdot D_a = \frac{1}{4} \cdot 0,9610 \text{ m} \\ &= 0,2402 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\textbf{J (Lebar Baffle)} &= \frac{1}{12} \cdot D_t = \frac{1}{12} \cdot 2,8829 \text{ m} \\ &= 0,2402 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\textbf{E (Jarak Pengaduk dari Dasar Reaktor)} &= \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \cdot 2,8829 \text{ m} \\ &= 0,9610 \text{ m}\end{aligned}$$

Jumlah Baffle yang digunakan 4 dan jumlah Blade yang digunakan 6 (mengikuti Unit Operations of Chemical Engineering Mc. Cabe and Smith Ed. 5. hal 243).

b) Kecepatan Pengaduk

Dari tabel 8.10. dalam buku Chemical Reaktor Design for Process Plants, Howard, F.R., hal. 366. Kecepatan putaran (tip speed) untuk jenis pengaduk tipe marine-impeller, dengan 3 flat-blade yaitu sebesar : $N = 500-700 \text{ ft/menit}$.

$$\text{Diambil nilai } N = 600 \text{ ft/menit} \times 0,3048 \text{ m/ft} = 182,88 \text{ m/menit}$$

$$N = \frac{182,88 \text{ m/menit}}{\pi \cdot D_a} = \frac{182,88 \text{ m/menit}}{3,14 \cdot 0,9610 \text{ m}}$$

$$N = 60,6078 \text{ rpm} = 1,0101 \text{ rps}$$

Dari Walas, Chemical Process Equipment, Selection and Design, hal. 275 tentang standar kecepatan pengaduk yang tersedia di pasar, digunakan :

Kecepatan pengaduk = 68 rpm = 1,13 rps.

Reynold Number Impeller

$$Re = \frac{N \cdot D_a^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (43)$$

$$Re = \frac{0,933 \text{ rps} \cdot (0,9610 \text{ m})^2 \cdot 1221,3965 \text{ kg/m}^3}{1,2804 \text{ cP} \cdot \frac{0,001 \text{ kg / m.s}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 9,98 \times 10^5 \text{ (turbulen)}$$

c) Menghitung Tenaga Pengaduk

Dari fig. 8.8, tentang typical manufacturer's power correlation. Rase, H.F., hal. 349. Untuk Re dengan rentang nilai $10^2 - 10^7$ dengan impeller jenis flat-blade turbine,

Power Number (NP) yang digunakan : 5,5

Dari halaman yang sama, didapat persamaan :

$$Hp = 3,52 \cdot 10^{-3} \cdot NP \cdot \left(\frac{\rho}{62,4} \right) \cdot \left(\frac{N}{60} \right)^3 \cdot \left(\frac{D_a}{12} \right)^5 \quad (44)$$

Dengan nilai N dalam rpm, ρ dalam kg/L dan D dalam in. Nilai yang didapat ditambahkan 10% dari nilai dan jumlahkan dengan 0,5 hp untuk mendapatkan tenaga pengaduk (Rase, hal.349).

$$H_p = 3,52 \cdot 10^{-3} \cdot NP \cdot \left(\frac{1,2214 \text{ kg/L}}{62,4} \right) \cdot \left(\frac{68 \text{ rpm}}{60} \right)^3 \cdot \left(\frac{37,83326 \text{ in}}{12} \right)^5$$

$$H_p = 0,1718 \text{ hp}$$

$$H_p = 0,1718 \text{ hp} + 10\% \cdot 0,1718 \text{ hp} + 0,5 \text{ hp}$$

$$H_p = 0,6890 \text{ hp}$$

Efisiensi minimal 80% (dari tabel 14-5 hal. 629, Ludwig, E.F., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants) maka $0,689 \text{ hp} / 80\% = 8612 \text{ hp}$. Dipilih tenaga pengaduk standar 1 hp.

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}, \frac{3}{4}, 1, 1\frac{1}{2}, 2, 3, 5, 7\frac{1}{2}, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450$, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001)

6. Perancangan Pengaduk Reaktor 2

Menghitung Densitas dan Laju Alir Campuran Umpan Masuk Reaktor 2

Komponen	Masuk (kg/jam)	x_i	Densitas (kg/m ³)	q_2 (m ³ /jam)
Na ₂ CO ₃	1108,3325	13%	2308,2287	0,4802
H ₃ PO ₄	563,4212	7%	1855,8318	0,3036
H ₂ O	5123,0870	60%	899,6139	5,6948
NaCl	1,8662	2,17E-04	1900,8921	0,0010
Fe	0,0056	6,51E-07	7773,6075	7,20E-07
Na ₂ SO ₄	0,0560	6,51E-06	2442,5006	2,29E-05
As	0,0012	1,40E-07	9183,8204	1,31E-07

Pb	0,0072	8,42E-07	10903,828	6,64E-07
Na ₂ HPO ₄	1805,9361	21%	1232,0071	1,4658
total	8602,7130	100%		7,9454

$$\text{Densitas Campuran } (\rho) = \frac{m}{q} = \frac{8602,7130 \text{ kg / jam}}{7,9454 \text{ m}^3 / \text{jam}} = 1082,7318 \text{ m}^3$$

Menghitung Viskositas Campuran Umpam Masuk Reaktor 2

Komponen	Masuk (kg/jam)	x _i	Viskositas η (cP)	ln η	x _i ln η
Na ₂ CO ₃	1108,3325	13%	3,1470	1,1464	0,1477
H ₃ PO ₄	563,4212	7%	21,1443	3,0514	0,1998
H ₂ O	5123,0870	60%	0,2966	-1,2154	-0,7238
NaCl	1,8662	2,17E-04	0,7920	-0,2332	-0,0001
Fe	0,0056	6,51E-07	5,1220	1,6335	1,06E-06
Na ₂ SO ₄	0,0560	6,51E-06	4,5240	1,5094	9,82E-06
As	0,0012	1,40E-07	58,0975	4,0621	5,70E-07
Pb	0,0072	8,42E-07	7,3501	1,9947	1,68E-06
Na ₂ HPO ₄	1805,9361	21%	0,9783	-0,0219	-0,0046
total	8602,7130	100%			-0,3809

Persamaan 2-98 Perry, edisi 8 hal 2-506. Viskositas campuran liquid dihitung dengan rumus berikut :

$$\ln \eta = \sum_i^C x_i \cdot \ln \eta_i \quad (42)$$

$$\ln \eta = -0,3809$$

$$\eta = 0,6832 \text{ cP}$$

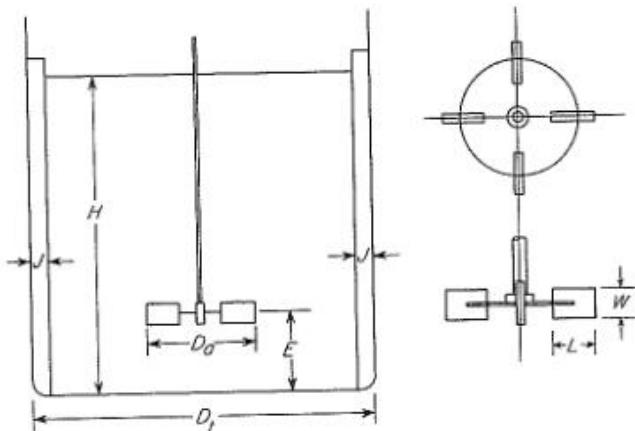
Jenis impeller / pengaduk yang digunakan dipilih berdasar besar nilai viskositas campuran. Dalam Fig. 8.11. Holland, F.S., Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank,

1996, hal 266. Untuk nilai $\eta = 0,6832 \text{ cP}$, jenis impeller Propeller dan Flat Blade Turbine dapat digunakan.

Digunakan pengaduk Flat Blade Turbine, mengikuti penjelasan dalam tabel 8.2. Impeller Types and Characteristics, Howard, F. R., hal. 338. Pengaduk jenis ini baik digunakan untuk viskositas rendah, tipe ini juga memberikan sifat aliran radial dan energi yang dibutuhkan juga tidak sensitive terhadap perubahan viskositas pada reynold number yang sedang maupun tinggi.

a) Geometri Impeller

Menggunakan gambaran pada buku Unit Operations of Chemical Engineering, Mc. Cabe and Smith Ed.5, hal. 242.



Tipikal proporsi rancangan yang digunakan adalah :

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}; \quad \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3}; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$\begin{aligned} \mathbf{D_a \text{ (Diameter pengaduk)}} &= \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \cdot 2,8829 \text{ m} \\ &= 0,9610 \text{ m} = 47,83 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mathbf{W \text{ (Lebar Impeller)}} &= \frac{1}{5} \cdot D_a = \frac{1}{5} \cdot 0,9610 \text{ m} \\ &= 0,1922 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mathbf{L \text{ (Panjang Blade)}} &= \frac{1}{4} \cdot D_a = \frac{1}{4} \cdot 0,9610 \text{ m} \\ &= 0,2402 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mathbf{J (\text{Lebar Baffle})} &= \frac{1}{12} \cdot D_t = \frac{1}{12} \cdot 2,8829 \text{ m} \\ &= 0,2402 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mathbf{E (\text{Jarak Pengaduk dari Dasar Reaktor})} &= \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \cdot 2,8829 \text{ m} \\ &= 0,9610 \text{ m} \end{aligned}$$

Jumlah Baffle yang digunakan 4 dan jumlah Blade yang digunakan 6 (mengikuti Unit Operations of Chemical Engineering Mc. Cabe and Smith Ed. 5. hal 243).

b) Kecepatan Pengaduk

Dari tabel 8.10. dalam buku Chemical Reaktor Design for Process Plants, Howard, F.R., hal. 366. Kecepatan putaran (tip speed) untuk jenis pengaduk tipe marine-impeller, dengan 3 flat-blade yaitu sebesar : $N = 500-700 \text{ ft/menit}$.

$$\begin{aligned} \text{Diambil nilai } N &= 600 \text{ ft/menit} \times 0,3048 \text{ m/ft} = 182,88 \text{ m/menit} \\ N &= \frac{182,88 \text{ m/menit}}{\pi \cdot D_a} = \frac{182,88 \text{ m/menit}}{3,14 \cdot 0,9610 \text{ m}} \\ N &= 60,6078 \text{ rpm} = 1,0101 \text{ rps} \end{aligned}$$

Dari Walas, Chemical Process Equipment, Selection and Design, hal. 275 tentang standar kecepatan pengaduk yang tersedia di pasar, digunakan :

Kecepatan pengaduk = 68 rpm = 1,13 rps.

Reynold Number Impeller

$$Re = \frac{N \cdot D_a^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (43)$$

$$Re = \frac{0,933 \text{ rps} \cdot (0,9610 \text{ m})^2 \cdot 1082,7318 \text{ kg/m}^3}{0,79454 \text{ cP} \cdot \frac{0,001 \text{ kg / m.s}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 1,66 \times 10^6 \text{ (turbulen)}$$

c) Menghitung Tenaga Pengaduk

Dari fig. 8.8, tentang typical manufacturer's power correlation. Rase, H.F., hal. 349. Untuk Re dengan rentang nilai $10^2 - 10^7$ dengan impeller jenis flat-blade turbine,

Power Number (NP) yang digunakan : 5,5

Dari halaman yang sama, didapat persamaan :

$$H_p = 3,52 \cdot 10^{-3} \cdot NP \cdot \left(\frac{\rho}{62,4}\right) \cdot \left(\frac{N}{60}\right)^3 \cdot \left(\frac{D_a}{12}\right)^5 \quad (44)$$

Dengan nilai N dalam rpm, ρ dalam kg/L dan D_a dalam in. Nilai yang didapat ditambahkan 10% dari nilai dan jumlahkan dengan 0,5 hp untuk mendapatkan tenaga pengaduk (Rase, hal.349)

$$H_p = 3,52 \cdot 10^{-3} \cdot NP \cdot \left(\frac{1,0827 \text{ kg/L}}{62,4}\right) \cdot \left(\frac{68 \text{ rpm}}{60}\right)^3 \cdot \left(\frac{37,8333 \text{ in}}{12}\right)^5$$

$$H_p = 0,1523 \text{ hp}$$

$$H_p = 0,1523 \text{ hp} + 10\% \cdot 0,1523 \text{ hp} + 0,5$$

$$H_p = 0,6676 \text{ hp}$$

Efisiensi minimal 80% (dari tabel 14-5 hal. 629, Ludwig, E.F., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants) maka $0,6676 \text{ hp} / 80\% = 0,8344 \text{ hp}$. Dipilih tenaga pengaduk standar 1 hp.

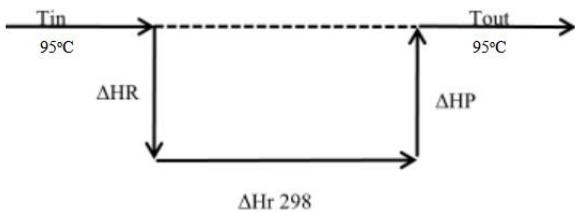
Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}, \frac{3}{4}, 1, 1\frac{1}{2}, 2, 3, 5, 7\frac{1}{2}, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, \text{ and } 500$.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001)

7. Menghitung Neraca Panas Reaktor 1



Panas input - Panas Output + Panas Reaksi = Panas Akumulasi

$$\sum n_{(i)input} \cdot \int_{T_{input}}^{T_{eff}} cp_{(i)} \cdot dT - \sum n_{(i)input} \cdot \int_{T_{eff}}^{T_{output}} cp_{(i)} \cdot dT + \Delta H_{reaksi} = 0$$

a) Data kapasitas panas komponen

Dari yaws, Chemical Properties, 1999 :

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 \quad (C_p = \text{Kj}/\text{kmol.K} ; T = \text{K})$$

Komponen	A	B	C	D	E
Na ₂ CO ₃	1,8954E+02	-7,0000E-06	2,0000E-06	-5,2051E-09	-3,0000E-06
H ₃ PO ₄	8,9049E-01	5,3376E-04	-7,4294E-07	2,1203E-06	0,0000E+00
Na ₂ HPO ₄	2,9000E+01	2,8200E-01	-2,6000E-05		0,0000E+00
CO _{2(g)}	2,7437E+01	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9970E-09	0,0000E+00
H ₂ O	9,2053E+01	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07	0,0000E+00
NaCl	9,5016E+01	-3,1081E-02	9,6789E-07	5,5116E-09	
Fe	2,6748E+01	-1,5339E-02	3,8405E-05		
Na ₂ SO ₄	2,3352E+02	-9,5276E-03	-3,4665E-05	1,5771E-08	
As	1,6186E+01	3,9867E-02	-3,7447E-05	0,0000E+00	0,0000E+00
F	8,3829E+01	-7,8518E-02	5,2305E-03	4,6617E-06	
Pb	2,3167E+01	1,1576E-02	-2,0490E-06	0,0000E+00	

b) Neraca Massa Total Reaktor 1

Komponen	Berat Molekul	Masuk		Keluar	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Na ₂ CO ₃	106	2426,0563	22,8873	1108,3325	10,4560
H ₃ PO ₄	98	1781,6942	18,1806	563,4212	5,7492
Na ₂ HPO ₄	142	40,6834	0,2865	1805,9361	12,7179
CO _{2(g)}	44	0,0000	0,0000	546,9797	12,4314
H ₂ O	18	4899,3225	272,1846	5123,0870	284,6159
NaCl	58	1,8662	0,0322	1,8662	0,0322
Fe	56	0,0056	0,0001	0,0056	0,0001
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	0,0004	0,0560	0,0004
As	75	0,0012	0,0000	0,0012	0,0000
F	19	0,0241	0,0013	0,0241	0,0013
Pb	207	0,0072	0,0000	0,0072	0,0000
Total	Total	9149,7169	313,5730	9149,7169	326,0043

c) Panas Masuk Reaktor 1 (ΔH_R)

$$\text{Suhu umpan masuk reaktor} = 95 \text{ }^{\circ}\text{C} = 368 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\int_{298}^{368} C_p dT = \left(A(T_{in} - T_{ref}) + B/2 x(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + C/3 x(T_{in}^3 - T_{ref}^3) + D/4 x(T_{in}^4 - T_{ref}^4) + E/5 x(T_{in}^5 - T_{ref}^5) \right)$$

Komponen	Laju Alir Mol (kmol/jam)	$\int cp.dT$	$\Delta H_R = \int n.cp.dT$ (kJ/jam)
Na ₂ CO ₃	22,8873	13269,2656	303697,9795
H ₃ PO ₄	18,1806	5610,2104	101996,7297

Na ₂ HPO ₄	0,2865	8400,8589	2406,8683
H ₂ O (l)	272,1846	5265,6570	1433230,6597
NaCl	0,0322	5948,5664	191,4000
Fe	0,0001	1814,0141	0,1814
Na ₂ SO ₄	0,0004	15895,1087	6,2669
As	1,61E-05	1770,5772	0,0285
F	0,0013	56970,4057	72,3899
Pb	3,50E-05	1875,5632	0,0656
Total			1841602,5695

d) Panas Keluar Reaktor 1 (ΔH_P)

$$\text{Suhu keluar reaktor} = 95 \text{ }^{\circ}\text{C} = 368 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\int_{298}^{368} Cp \, dT = \left(A(T_{out} - T_{ref}) + \frac{B}{2}x(T_{out}^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}x(T_{out}^3 - T_{ref}^3) \right. \\ \left. + \frac{D}{4}x(T_{out}^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}x(T_{out}^5 - T_{ref}^5) \right)$$

Komponen	Laju Alir Mol (kmol/jam)	$\int cp.dT$	$\Delta H_P = \int n.cp.dT$ (kJ/jam)
Na ₂ CO ₃	10,4560	13269,2656	138743,0018
H ₃ PO ₄	5,7492	5610,2104	32254,2014
Na ₂ HPO ₄	12,7179	8400,8589	106840,9440
CO _{2(g)}	12,4314	2765,0490	34373,3109
H ₂ O (l)	284,6159	5265,6570	1498689,9214
NaCl	0,0322	5948,5664	191,4000
Fe	0,0001	1814,0141	0,1814
Na ₂ SO ₄	0,0004	15895,1087	6,2669
As	1,61E-05	1770,5772	0,0285
F	0,0013	56970,4057	72,3899

Pb	3,50E-05	1875,5632	0,0656
		Total	1811171,7118

e) Panas Reaksi

Persamaan reaksi yang terjadi :



Dari Lange's Handbook dan Chase

Komponen	ΔH_f (kkal/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)
$\text{Na}_2\text{CO}_{3(\text{aq})}$	-264,8137	-1108510
$\text{H}_3\text{PO}_{4(\text{l})}$	-303,7888	-1271660
$\text{Na}_2\text{HPO}_{4(\text{l})}$	-417,6063	-1748100
$\text{H}_2\text{O}_{(\text{l})}$	-68,2824	-285830
$\text{CO}_{2(\text{g})}$	-94,0038	-393500

$$\begin{aligned}\Delta H_{f298} &= (\Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}) \\ &= (-1748100 - 285830 - 393500) - (-1108510 - 1271660) \\ &= -47260 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Diketahui : $X_{A1} = 0,68$; $N_{A0} = 18,1806 \text{ kmol/jam}$

$$\begin{aligned}\text{Panas Reaksi } (\Delta H_{r298}) &= \Delta H^\circ f_{298} \times X_{A1} \times N_{A0} \\ &= -47260 \text{ kJ/kmol} \times 0,68 \times 18,1806 \text{ kmol/jam} \\ &= -584264,8099 \text{ kJ/jam (eksotermis)}\end{aligned}$$

Panas Masuk = Panas Keluar

$$\begin{aligned}Q &= (\Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{r298}) - \Delta H_{\text{produk}} \\ &= 1841602,5695 \text{ kJ/jam} + (-584264,8099 \text{ kJ/jam}) - 1811171,7118 \text{ kJ/jam} \\ &= -614695,6676 \text{ kJ/jam} = -553517,4258 \text{ BTU/jam} \\ &= -146826,0771 \text{ kcal/jam}\end{aligned}$$

Q bernilai negatif, artinya harus ada pengambilan panas untuk menjaga suhu reaksi konstan pada 95°C.

8. Menghitung Neraca Panas Reaktor 2

a) Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Berat Molekul	Masuk		Keluar	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Na ₂ CO ₃	106	1108,3325	10,4560	559,8592	5,2817
H ₃ PO ₄	98	563,4212	5,7492	56,3421	0,5749
Na ₂ HPO ₄	142	1805,9361	12,7179	2540,6834	17,8921
CO _{2(g)}	44	0,0000	0,0000	227,6682	5,1743
H ₂ O _(l)	18	5123,0870	284,6159	5216,2240	289,7902
NaCl	58	1,8662	0,0322	1,8662	0,0322
Fe	56	0,0056	0,0001	0,0056	0,0001
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	0,0004	0,0560	0,0004
As	75	0,0012	0,0000	0,0012	0,0000
Pb	207	0,0072	0,0000	0,0072	0,0000
Total		8602,7130	313,5717	8602,7130	318,7460

b) Panas Masuk Reaktor 2 (ΔH_R)

$$\text{Suhu umpan masuk reaktor} = 95 \text{ }^{\circ}\text{C} = 368 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\int_{298}^{368} C_p dT = \left(A(T_{in} - T_{ref}) + B/2 x (T_{in}^2 - T_{ref}^2) + C/3 x (T_{in}^3 - T_{ref}^3) + D/4 x (T_{in}^4 - T_{ref}^4) + E/5 x (T_{in}^5 - T_{ref}^5) \right)$$

Komponen	Laju Alir Mol (kmol/jam)	$\int cp.dT$	$\Delta H_R = \int n.cp.dT$ (kJ/jam)
Na ₂ CO ₃	10,4560	13269,2656	138743,0018
H ₃ PO ₄	5,7492	5610,2104	32254,2014

Na ₂ HPO ₄	12,7179	8400,8589	106840,9440
H ₂ O _(l)	284,6159	5265,6570	1498689,9214
NaCl	0,0322	5948,5664	191,4000
Fe	0,0001	1814,0141	0,1814
Na ₂ SO ₄	0,0004	15895,1087	6,2669
As	1,61E-05	1770,5772	0,0285
Pb	3,50E-05	1875,5632	0,0656
Total			1776726,0110

c) Panas Keluar Reaktor 2 (ΔH_P)

$$\text{Suhu keluar reaktor} = 95 \text{ }^{\circ}\text{C} = 368 \text{ K}$$

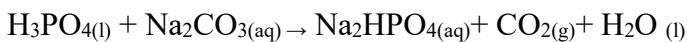
$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\int_{298}^{368} Cp \, dT = \left(A(T_{out} - T_{ref}) + \frac{B}{2} x(T_{out}^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} x(T_{out}^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} x(T_{out}^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5} x(T_{out}^5 - T_{ref}^5) \right)$$

Komponen	Laju Alir Mol (kmol/jam)	$\int cp.dT$	$\Delta H_P = \int n.cp.dT$ (kJ/jam)
Na ₂ CO ₃	5,2817	13269,2656	70084,1491
H ₃ PO ₄	0,5749	5610,2104	3225,4201
Na ₂ HPO ₄	17,8921	8400,8589	150309,3129
CO _{2(g)}	5,1743	2765,0490	14307,1286
H ₂ O _(l)	289,7902	5265,6570	1525935,8879
NaCl	0,0322	5948,5664	191,4000
Fe	0,0001	1814,0141	0,1814
Na ₂ SO ₄	0,0004	15895,1087	6,2669
As	0,0000	1770,5772	0,0285
Pb	0,0000	1875,5632	0,0656
Total			1764059,8411

d) Panas Reaksi

Persamaan reaksi yang terjadi :



Dari Lange's Handbook dan Chase

Komponen	ΔH_f (kkal/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)
$\text{Na}_2\text{CO}_{3(\text{aq})}$	-264,8137	-1108510
$\text{H}_3\text{PO}_{4(\text{l})}$	-303,7888	-1271660
$\text{Na}_2\text{HPO}_{4(\text{aq})}$	-417,6063	-1748100
$\text{H}_2\text{O}_{(\text{l})}$	-68,2824	-285830
$\text{CO}_{2(\text{g})}$	-94,0038	-393500

$$\begin{aligned}\Delta H_f(298) &= (\Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}) \\ &= (-1748100 - 285830 - 393500) - (-1108510 - 1271660) \\ &= -47.260 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\text{Diketahui : } X_{A2} = 0,90 ; F_{A0} = 5,7492 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Panas Reaksi } (\Delta H^{\circ}\text{r}_{298}) &= \Delta H^{\circ}\text{f}_{298} \times X_{A2} \times N_{A0} \\ &= -47260 \text{ kJ/kmol} \times 0,90 \times 5,7492 \text{ kmol/jam} \\ &= -244536,3205 \text{ kJ/jam (eksotermis)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= (\Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{\text{r}298}) - \Delta H_{\text{produk}} \\ &= (1776726,0110 \text{ kJ/jam} + (-244536,3205 \text{ kJ/jam})) - 1764059,8411 \text{ kJ/jam} \\ &= -244342,3659 \text{ kJ/jam} \\ &= -243793,8297 \text{ BTU/jam} \\ &= -61435,33244 \text{ kcal/jam}\end{aligned}$$

Q bernilai negatif, artinya harus ada pengambilan panas untuk menjaga suhu reaksi konstan pada 95°C.

9. Perancangan Pendingin pada Reaktor

a) Reaktor 1

Suhu masuk reaktor (T_1) = suhu keluar (T_2) = 95 °C = 203 °F = 368 K.

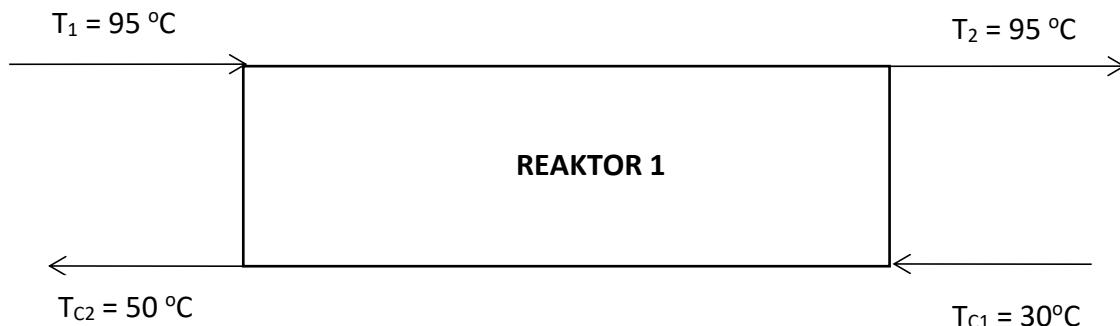
Pendingin yang digunakan adalah air,dengan beda suhu masuk dan suhu keluar (ΔT) antara 6-20°C. Diambil $\Delta T = 20^\circ\text{C}$

Sehingga

Suhu pendingin masuk (T_{C1}) = 30°C = 86°F = 303 K

Suhu pendingin keluar (T_{C2}) = 50°C = 122°F = 323 K

Suhu rata-rata pendingin = 40°C = 104°F = 313 K



Sifat fisis air pada Trata-rata (engineeringtoolbox) :

$$C_p = 4,1799 \text{ kJ/kg}\cdot\text{°C} = 0,9983 \text{ kcal/kg}\cdot\text{°C}$$

$$\rho = 1,0137 \text{ kg/liter} = 1013,7800 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,2115 \text{ cP} = 0,0002 \text{ kg/m.s}$$

$$k = 0,6251 \text{ W/m.K} = 0,0001 \text{ BTU/ft.s.F}$$

Menghitung luas perpindahan panas (Ao)

$$Ao = Q / (UD \cdot \Delta T_{lmtd})$$

$$\Delta T_{lmtd} = \frac{(T_1 - T_{C2}) - (T_2 - T_{C1})}{\ln(\frac{T_1 - T_{C2}}{T_2 - T_{C1}})} = 97,8993^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 kern, halaman 840 untuk jenis pendingin yang digunakan hot fluid berupa aqueous solution dan cold fluid berupa water

$$\text{Range UD} = 250 - 500 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{F}$$

$$\text{UD yg dirancang} = 370 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{F}$$

Luas perpindahan panas yang diperlukan (A_o) :

$$\begin{aligned} A_o &= Q / (\text{UD} \cdot \Delta T_{lmtd}) \\ &= \frac{582649,9219 \text{ BTU/jam}}{370 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{F} \times 97,8993^\circ F} \\ &= 16,0851 \text{ ft}^2 = 1,4943 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas selimut reaktor (A_s)

$$\text{Tinggi Reaktor } (H_t) = 2,3706 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Reaktor } (D_t) = 2,8956 \text{ m}$$

$$A_s = \pi \cdot D_t \cdot H_t$$

$$A_s = 3,14 \cdot 2,8956 \text{ m} \cdot 2,3706 \text{ m}$$

$$A_s = 21,5540 \text{ m}^2 = 232,0083 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer panas yang dibutuhkan (A_o) lebih kecil daripada luas selimut reaktor maka dipilih pendingin dengan jaket.

Perancangan Jaket Pendingin

Kebutuhan air pendingin :

$$m = \frac{Q}{cp \times \Delta T}$$

$$m = \frac{146826,0771 \text{ kcal/jam}}{0,9983 \text{ kcal/kg.C} \times 20^\circ C}$$

$$m = 7353,8053 \text{ kg/jam}$$

$$m = 16212,3463 \text{ lb/jam}$$

$$Q_f = \frac{\text{Massa pendingin}}{\text{Densitas pendingin}}$$

$$= \frac{7353,8053 \text{ kg/jam}}{1,0138 \text{ kg/L} \times 3600 \text{ detik/jam}}$$

$$= 2,0150 \text{ L/detik} = 0,0020 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Volume fluida pendingin

Waktu tinggal reaktor = 0,5 jam

$$V_j = Q_f \times \text{waktu tinggal reaktor}$$

$$= 0,0020 \text{ m}^3/\text{detik} \cdot 0,5 \text{ jam} \cdot 3600 \text{ detik/jam}$$

$$= 3,6269 \text{ m}^3$$

$$V_j = \pi \frac{ID_j^2}{4} H_s - \pi \frac{OD_s^2}{4} H_s$$

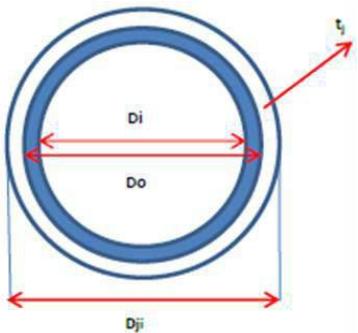
Diketahui :

$$OD_s = 2,8956 \text{ m} ; H_s = 2,3706 \text{ m}$$

$$\text{Hasil trial nilai } ID_j = 3,2145 \text{ m}$$

$$V_j = 3,4455 \text{ m}^3$$

Tebal jaket (t_j)



$$t_j = \frac{(ID_j - OD_s)}{2}$$

$$= \frac{(3,2145 - 2,8956)m}{2}$$

$$= 0,1594 \text{ m}$$

Tinggi jaket pendingin

$$A_{\text{jaket}} = \pi \cdot \frac{1}{2} (ID_j - OD_s) \cdot H_j$$

$$1,4943 \text{ m}^2 = \pi \cdot (3,2145 - 2,8956) m \cdot H_j$$

$$H_j = 1,4920 \text{ m}$$

b) Reaktor 2

Suhu masuk reaktor (T_1) = suhu keluar (T_2) = 95 °C = 203 °F = 368 K.

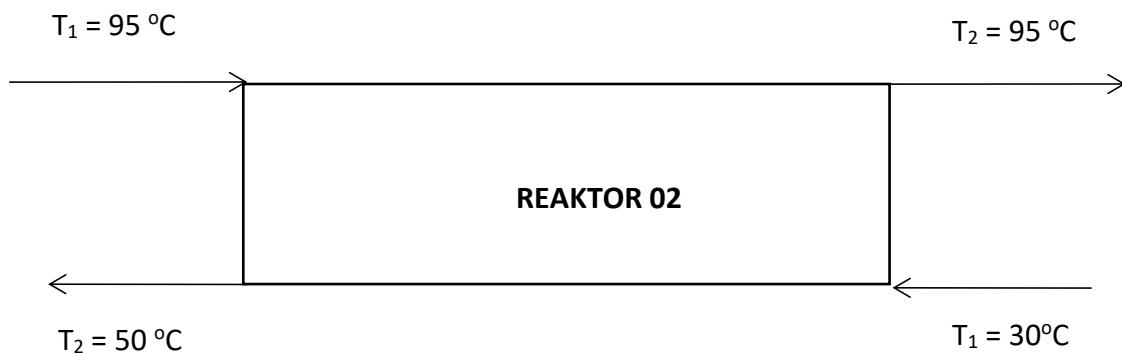
Pendingin yang digunakan adalah air,dengan beda suhu masuk dan suhu keluar (ΔT) antara 6-20°C. Diambil $\Delta T = 20^\circ\text{C}$

Sehingga

Suhu pendingin masuk (T_{C1}) = 30°C = 86°F = 303 K

Suhu pendingin keluar (T_{C2}) = 50°C = 122°F = 323 K

Suhu rata-rata pendingin = 40°C = 104°F = 313 K



Sifat fisis air pada Trata-rata (engineeringtoolbox) :

$$C_p = 4,1799 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C} = 0,9983 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\rho = 0,9718 \text{ kg/liter} = 1013,78 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,3537 \text{ cP} = 0,0002 \text{ kg/m.s}$$

$$k = 0,6251 \text{ W/m.K} = 0,0001 \text{ BTU/ft.s.F}$$

Luas perpindahan panas (Ao)

$$\Delta T_{lmtd} = \frac{(T_1 - T_{C2}) - (T_2 - T_{C1})}{\ln\left(\frac{(T_1 - T_{C2})}{(T_2 - T_{C1})}\right)} = 97,8993^{\circ}\text{F}$$

Dari tabel 8 kern, halaman 840 untuk jenis pendingin yang digunakan hot fluid berupa aqueous solution dan cold fluid berupa water

$$\text{Range UD} = 250 - 500 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{UD yg dirancang} = 370 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

Luas perpindahan panas yang diperlukan (Ao) :

$$Ao = Q/(UD \cdot \Delta T_{lmtd})$$

$$Ao = \frac{243793,829 \text{ BTU/jam}}{370 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \times 97,8993^{\circ}\text{F}}$$
$$= 6,7304 \text{ ft}^2 = 0,6252 \text{ m}^2$$

Luas selimut reaktor (A_s)

$$\text{Tinggi Reaktor (H}_t\text{)} = 2,3706 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Reaktor (D}_t\text{)} = 2,8956 \text{ m}$$

$$A_s = \pi \cdot D_t \cdot H_t$$

$$A_s = 3,14 \cdot 2,8956 \text{ m} \cdot 2,3706 \text{ m}$$

$$A_s = 21,5540 \text{ m}^2 = 232,0083 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer panas yang dibutuhkan (Ao) lebih kecil daripada luas selimut reaktor maka dipilih pendingin dengan jaket

Perancangan Jaket Pendingin

Massa Pendingin (m)

$$m = \frac{Q}{cp \times \Delta T}$$

$$m = \frac{61435,3324 \text{ kcal/jam}}{0,9983 \text{ kcal/kg.}^{\circ}\text{C} \times 20^{\circ}\text{C}}$$

$$m = 3076,9975 \text{ kg/jam} = 6783,6102 \text{ lb/jam}$$

$$Q_f = \frac{\text{Massa pendingin}}{\text{Densitas pendingin}}$$

$$= \frac{3076,9975 \text{ kg/jam}}{1,0138 \text{ kg/L} \times 3600 \text{ detik/jam}}$$

$$= 0,8431 \text{ L/detik} = 0,0008 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Volume fluida pendingin

Waktu tinggal reaktor = 0,5 jam

$$V_j = Q_f \times \text{waktu tinggal reaktor}$$

$$= 0,0001 \text{ m}^3/\text{detik} \cdot 0,5 \text{ jam} / 3600 \text{ detik/jam}$$

$$= 0,1804 \text{ m}^3$$

$$V_j = \pi \frac{ID_j^2}{4} H_s - \pi \frac{OD_s^2}{4} H_s$$

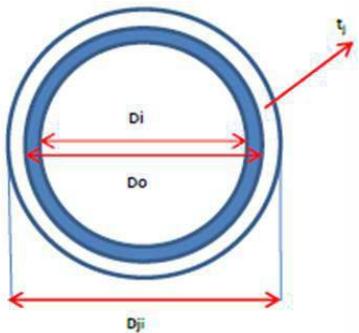
Diketahui :

$$OD_s = 2,8956 \text{ m} ; \quad H_s = 2,3706 \text{ m}$$

$$\text{Hasil trial nilai } ID_j = 3,0331 \text{ m}$$

$$V_j = 1,5175 \text{ m}^3$$

Tebal jaket (t_j)



$$\begin{aligned}t_j &= \frac{(ID_j - OD_s)}{2} \\&= \frac{(3,0331 - 2,8956)m}{2} \\&= 0,0687 \text{ m}\end{aligned}$$

Tinggi jaket pendingin

$$\begin{aligned}A_{\text{jaket}} &= \pi \cdot \frac{1}{2} (ID_j - OD_s) \cdot H_j \\0,0743 \text{ m}^2 &= \pi \cdot (3,0331 - 2,8956) m \cdot H_j \\H_j &= 1,4477 \text{ m}\end{aligned}$$

KESIMPULAN
PERANCANGAN REAKTOR 1 & 2
(R-01 & R-02)

Tugas : Mereaksikan Natrium Karbonat dan Asam Fosfat menjadi : Disodium Fosfat dengan produk samping berupa Air dan : Karbon Dioksida

Jenis alat : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi operasi

Suhu : 95°C

Tekanan : 1 atm

Volume Reaktor : 18,9587 m³

Diameter dalam : 2,8830 m = 113,5 in

Diameter luar + jaket : R-01 = 3,1993 m = 126 in

: R-02 = 3,0331 m = 115 in

Tinggi total (shell + head) : 3,5024 m = 137,89 in

Tinggi cairan dari dasar tank : 2,7037 m

Tebal shell : 0,25 in

Tebal head : 0,25 in

Luas transfer panas dibutuhkan: R-01 = 1,4943 m²

: R-02 = 0,6252 m²

Material alat : Stainless-Steel SA-167 Grade 11, tipe-316.

Waktu tinggal : 2,1089 jam = 126,54 menit

Pengaduk : *Flat-Blade Turbine*

Jumlah baffle & blade : 4 & 6

Diameter pengaduk : 0,9610 m

Jarak pengaduk dari dasar tank : 0,9610 m

Lebar baffle : 0,2402 m

Daya motor : 1 hp

Jumlah : 2

EVAPORATOR

(EV-01)

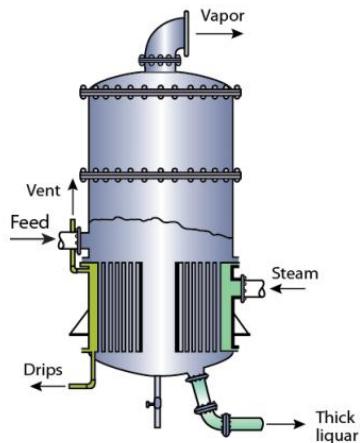


Figure 3.1. Calandria type evaporator.

Tugas : Mengurangi kandungan air (H_2O) dari produk keluaran reaktor

: dan menjenuhkan larutan untuk umpan kristalizer

Jenis : *Short Tube Vertical Evaporator (Calandria)*

1. Neraca Massa Evaporator

a) Umpan Masuk

Umpan masuk evaporator mengikuti hasil keluaran reaktor 2 :

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Fraksi Massa x_i	Laju Alir (kmol/jam)	Fraksi Mol n_i
Na_2CO_3	106	559,8592	0,0668	5,2817	0,0168
H_3PO_4	98	56,3421	0,0067	0,5749	0,0018

H ₂ O	18	5216,2240	0,6228	289,7902	0,9242
NaCl	58	1,8662	0,0002	0,0322	0,0001
Fe	56	0,0056	6,68E-07	1,00E-04	3,19E-07
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	6,68E-06	3,94E-04	1,26E-06
As	75	0,0012	1,44E-07	1,61E-05	5,13E-08
Pb	207	0,0072	8,65E-07	3,50E-05	0,62E-07
Na ₂ HPO ₄	142	2540,6834	0,3034	17,8921	0,0571
total		8375,0448	1,0000	313,5717	1,0000

b) Menentukan Jumlah Air yang Diuapkan

Jumlah air yang diuapkan disesuaikan dengan kebutuhan air sebagai pelarut produk disodium pospat. Mengikuti neraca massa kristalizer jumlah air yang diuapkan yaitu :

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Laju Pengupan (Kg.jam)
H ₂ O	18	4118,7795

c) Neraca Massa Total Evaporator

Dengan mengurangi jumlah kandungan air dari umpan evaporator, neraca massa total evaporator dapat digambarkan sebagai berikut :

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Masuk kg/jam	Keluar (kg/jam)	Uap H ₂ O (kg/jam)
Na ₂ CO ₃	106	559,8592	559,8592	
H ₃ PO ₄	98	56,3421	56,3421	

H ₂ O	18	5216,2240	1097,4444	4118,7795
NaCl	58	1,8662	1,8662	
Fe	56	0,0056	0,0056	
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	0,0560	
As	75	0,0012	0,0012	
Pb	207	0,0072	0,0072	
Na ₂ HPO ₄	142	2540,6834	2540,6834	
total		8375,0448	4256,2653	4118,7795

2. Menentukan Kondisi Operasi Evaporator

Dirancang evaporator untuk bekerja pada tekanan 1 atm. Adapun suhu kerja evaporator mengikuti titik didih air pada campuran larutan umpan. Titik didih air mengalami kenaikan saat terlarut dalam garam-garam..

Persamaan 11-123, hal. 11-114 Perry Chemical Eng. Handbook digunakan untuk menghitung kenaikan titik didih (Boiling Point Rise / BPR)

$$\text{BPR} = 104,9 \cdot N_2^{1,14}$$

Dengan : N₂ = Fraksi mol dari garam terlarut

$$= n_{\text{Na}_2\text{CO}_3} + n_{\text{NaCl}} + n_{\text{Na}_2\text{SO}_4} + n_{\text{Na}_2\text{HPO}_4}$$

$$= 0,0831$$

$$\text{BPR} = 104,9 \cdot (0,0831)^{1,14}$$

$$= 6,1560^\circ\text{C}$$

Sehingga suhu kerja evaporator : Titik didih normal air + BPR = 106,1560°C.

3. Dasar Pengambilan Jenis Evaporator

Operational category	Evaporator type	Feed condition ^a						Suitable for heat-sensitive products	Retention time ^b (s)	Holding volume ^c (m ³)
		Very viscous (above 2000 mN s/m ²)	Med. viscosity (100 – 1000 mN s/m ²)	Low viscosity to water (max. 100 mN s/m ²)	Foaming	Scaling or fouling	Crystal producing			
Recirculating	Calandria ^d (short vertical tube)							No	168	3.03
	Forced circulation							Yes	41.6	12.8
	Falling film							No ^e	Not available	Not available
Single pass	Natural circulation (thermo-siphon)							No ^e	16	10.1
	Agitated film (vertical or horizontal)							Yes	1.0	1.0
	Tubular (long tube) Falling film Rising film							Yes	Not available	Not available
Single pass special type	Rising-Falling concentrator							Yes	0.45	0.79
	Plate (can be recirculating)							Yes	Not available	Not available

█ = Applicable to conditions noted █ = Applicable over lower portion of range noted

a. Viscosities are at operating temperatures
 b. Based on agitated film evaporator = 1.0
 c. Based on agitated film evaporator = 1.0, proportioned to equal surface
 d. Special disengagement arrangement required for foamy liquids
 e. May be used in special cases

Figure 14.15. Evaporator selection (after PARKER⁽²¹⁾)

Coulson, 2002. Chemical Engineering Vol.2. Hal. 806. Pertimbangan pemilihan *Calandria* Evaporator adalah ketahanannya terhadap scaling/fouling, membantu terbentuknya kristal, dan sesuai dengan kondisi feed yang terdapat padatan tidak terlarut.

Adapun jenis material bahan yang digunakan adalah Stainless Steel SA-167 tipe 316 dengan alasan daya tahan korosi yang tinggi mengingat kedua umpan memiliki sifat korosif.

4. Neraca Panas Evaporator

a) Data Kapasitas Panas (Cp) masing-masing komponen :

Komponen	A	B	C	D
Na ₂ CO ₃	1,90E+02	-7,00E-06	2,00E-06	-5,21E-09
H ₃ PO ₄	8,90E-01	5,34E-04	-7,43E-07	2,12E-06
H ₂ O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

NaCl	9,50E+01	-3,11E-02	9,68E-07	5,51E-09
Fe	2,67E+01	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
Na ₂ SO ₄	2,34E+02	-9,53E-03	-3,47E-05	1,58E-08
As	1,62E+01	3,99E-02	-3,74E-05	0,00E+00
Pb	2,32E+01	1,16E-02	-2,05E-06	4,66E-06
Na ₂ HPO ₄	2,90E+01	2,82E-01	-2,60E-05	0,00E+00

b) Panas Input (Panas Umpang Masuk) (Q1)

$$Q_1 = n \cdot C_p \cdot dT$$

C_p = A + BT + CT² + DT³, dengan T dalam K.

Tmasuk = 95°C = 368K

Trefference = 25°C = 298K

Panas Input (Q1)

Komponen	Laju (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (kj/kmol)	Q1 (kj/jam)
Na ₂ CO ₃	5,2817	13269,2656	70084,1491
H ₃ PO ₄	0,5749	5610,2104	3225,4201
H ₂ O	289,7902	5265,6570	1525935,8879
NaCl	0,0322	5948,5664	191,4000
Fe	0,0001	1814,0141	0,1814

Na ₂ SO ₄	0,0004	15895,1087	6,2669
As	0,0000	1770,5772	0,0285
Pb	0,0000	1875,5632	0,0656
Na ₂ HPO ₄	17,8921	8442,0744	151046,7476
total	313,5717		1750490,1471

c) Panas sensibel kenaikan suhu umpan (Q_s)

$$T_{\text{masuk}} = 95^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{sistem}} = 106,2^{\circ}\text{C}$$

Komponen	Laju (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	Q _s (kj/jam)
Na ₂ CO ₃	5,2817	2114,6182	11168,7584
H ₃ PO ₄	0,5749	34,5903	19,8867
H ₂ O	289,7902	964,3651	279463,5687
NaCl	0,0322	1025,2996	32,9898
Fe	0,0001	285,5291	0,0285
Na ₂ SO ₄	0,0004	2590,6749	1,0214
As	1,61E-05	221,0741	0,0036
Pb	3,50E-05	271,2093	0,0095
Na ₂ HPO ₄	17,8921	637,1861	11400,6207
total	313,5717		302086,8873

d) Panas Output (Keluaran) Evaporator (Q2)

$$Q2 = n \cdot Cp \cdot dT$$

$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$, dengan T dalam K.

Tkeluar = 106,15°C = 379,15K

Trefference = 25°C = 298K

Komponen	Laju (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	Q2 (kj/jam)
Na ₂ CO ₃	5,2817	15383,7818	81252,3685
H ₃ PO ₄	0,5749	6854,7550	3940,9333
H ₂ O	60,9691	6108,5737	372434,4563
NaCl	0,0322	6883,7472	221,4902
Fe	0,0001	2108,2870	0,2108
Na ₂ SO ₄	0,0004	18415,7026	7,2607
As	0,0000	2058,9933	0,0331
Pb	0,0000	2179,0694	0,0762
Na ₂ HPO ₄	17,8921	9909,5684	177303,3498
total	84,7506		635160,1789

e) Panas Penguapan Air (Qv)

$$Qv = V \times Hv$$

Pada kondisi operasi tekanan 1 atm :

Panas latent penguapan air (Hv) = 2256,5 kj/kg, sehingga :

$$Q_v = 4118,7795 \text{ kg/jam} \times 2256,5 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_v = 9294025,9670 \text{ kJ/jam}$$

f) Beban Panas Total Evaporator

$$\begin{aligned} Q_t &= (Q_2 - Q_1) + Q_s + Q_v \\ &= (635.160,1789 - 1.750.490,1471) + 302.086,8873 + 9.294.025,9670 \text{ kJ/jam} \\ &= 8.480.782,8861 \text{ kJ/jam} \\ &= 8.038.230,1927 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

5. Perhitungan Luas Transfer Panas

a) Menentukan Jumlah Steam (W)

Dari Kern, Process Heat Transfer, tabel 7. Properties of steam, hal. 818.

didapatkan data steam yang digunakan :

$$P_{\text{steam}} = 118,01 \text{ psia} = 8,02 \text{ atm}$$

$$T_{\text{steam}} = 340^{\circ}\text{F} = 171,1^{\circ}\text{C}$$

$$h_{fg} = 879,00 \text{ btu/lb}$$

Jumlah Steam :

$$\begin{aligned} W &= \left[\frac{Q_t}{h_{fg}} \right] = 6.853.649,7673 \text{ btu/jam} / 879,0 \text{ btu/lb} \\ &= 9144,7442 \text{ lb/jam} \\ &= 4147,9828 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

b) Kesimpulan umpan masuk evaporator

Laju alir umpan masuk = 8375,0448 kg/jam = 18463,8283 lb/jam

Laju alir steam masuk = 4147,9828 kg/jam = 9144,7442 lb/jam

c) Menentukan luas transfer panas

$$A = \frac{Q}{u_d \cdot \Delta T_{lmtd}}$$

$$\Delta T_{lmtd} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_1 - t_1)}{\ln[(T_1 - t_2) / (T_1 - t_1)]}$$

Keterangan :

T_1 = Suhu steam jenuh input = 340°F = 171,1°C

t_1 = Suhu masuk umpan evaporator = 95°F = 203°C

t_2 = Suhu keluaran evaporator = 106,2°C = 223,08°F

Didapatkan nilai ΔT_{lmtd} = 126,6944°F

Dengan u_d menyatakan *overall coeffisien design* yang nilainya didapatkan dari tabel 8 kern hal. 840. Untuk pemanas dengan fluida panas berupa steam dan fluida dingin berupa larutan cair dengan viskositas kurang dari 2 Cp, nilai u_d sekitar 200-700 btu/hr.ft².F.

Diambil asumsi pertama nilai u_d 300 btu/hr.ft².F, luas transfer panas :

$$A = \frac{8.038.2301928 \text{ btu/jam}}{300 \text{ btu/(jam ft}^2\text{F}) \cdot 126,7^\circ\text{F}}$$

$$A = 211,4859 \text{ ft}^2$$

d) Pemilihan Tube (Pipa)

Dari Coulson Richardson, Chemical Engineering Vol. 2. Hal. 810. Diameter luar pipa biasanya 37 - 5 mm, dan memiliki panjang sekitar 1 - 2 m.

Mengikuti data standar dari Kern, Tabel 10 hal. 843. Spesifikasi pipa yang digunakan sebagai berikut :

$$\text{Panjang (L)} = 6 \text{ ft} = 1,8288 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in} = 0,0625 \text{ ft} = 19,05 \text{ mm}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in} = 0,0516 \text{ ft} = 15,74 \text{ mm}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Flow Area} = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface area / linear ft}$$

$$\text{Outside, } at_{\text{out}} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Inside, } at_{\text{in}} = 0,1623 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Weight/ft} = 0,52 \text{ lb}$$

e) Jumlah Tube (Nt)

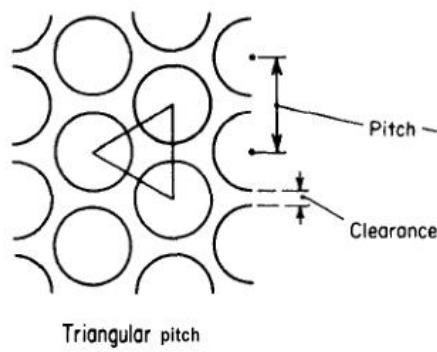
$$Nt = \frac{A}{L \cdot at_{\text{out}}}$$

$$Nt = \frac{211,4859 \text{ ft}^2}{6 \text{ ft} \cdot 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$Nt = 179,56 \text{ buah}$$

f) Lay-out Evaporator

Ditetapkan susunan tube adalah triangular pitch. Karena dapat memuat lebih banyak tube dan memiliki koefisien transfer panas yang lebih tinggi.



Dari tabel 9. Kern, 1986. hal. 842. Untuk tube dengan diameter 0,75 in jumlah tube standar yang dapat digunakan adalah 239 tube. Dengan jumlah sekian, diameter shell yang sesuai adalah 17,25 in.

Sehingga, kesimpulan layout evaporator berdasar tabel 9 dan 10 kern adalah :

Shell side	Tube Side
ID shell	= 17,25 in
	OD _t = 0,75 in
	ID _t = 0,62 in
	BWG = 16
	Flow Area, A _f = 0,302 in ²
	a _{t,out} = 0,1963 ft ² /ft
	a _{t,in} = 0,1623 ft ² /ft
	L = 6 ft
Passes (n)	= 1
Pitch (pt)	= 0,9375 in
N _t	= 239 buah

6. Menghitung data sifat fisik dan kimia dari umpan dingin (cold fluid)

Pada $T_{avg} = (95+106,2)^\circ\text{C} = 100,57^\circ\text{C}$

i. Konduktivitas termal campuran

Dari yaws, Chemical Properties :

Komponen	A	B	C
Na ₂ CO ₃	5,23E-01	1,13E-03	1,99E-08
H ₃ PO ₄	2,10E-01	7,24E-04	0,00E+00
H ₂ O	-2,99E-01	4,71E-03	-5,62E-06
NaCl	7,33E-01	2,81E-04	-3,49E-08
Fe	1,17E+02	-1,38E-01	5,42E-05
Na ₂ SO ₄	2,58E-01	5,00E-04	0,00E+00
As	1,23E+02	-3,40E-01	3,32E-04
Pb	3,93E+01	-1,35E-02	5,15E-07
Na ₂ HPO ₄	1,60E-01	1,24E-03	0,00E+00

$$k' = A + BT_{avg} + CT_{avg}^2$$

Komponen	k	xi Fraksi Massa	k.xi
Na ₂ CO ₃	0,9481	6,7%	0,0634
H ₃ PO ₄	0,4803	0,7%	0,0032
H ₂ O	0,6747	62,3%	0,4202

NaCl	0,8329	0,02228%	0,0002
Fe	73,4774	0,00007%	0,0000
Na ₂ SO ₄	0,4443	0,00067%	2,97E-06
As	41,8695	0,00001%	6,03E-06
Pb	34,3737	0,00009%	2,97E-05
Na ₂ HPO ₄	0,6232	30,3%	0,1891
Total		100,0%	0,6762

$$k = 0,6762 \text{ W/m.K} = 0,3907 \text{ btu.ft/(jam.}^{\circ}\text{F.ft}^2\text{)}$$

ii. Data kapasitas panas campuran

Dari yaws, Chemical Properties :

Komponen	A	B	C	D
Na ₂ CO ₃	1,90E+02	-7,00E-06	2,00E-06	-5,21E-09
H ₃ PO ₄	8,90E-01	5,34E-04	-7,43E-07	2,12E-06
H ₂ O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
NaCl	9,50E+01	-3,11E-02	9,68E-07	5,51E-09
Fe	2,67E+01	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
Na ₂ SO ₄	2,34E+02	-9,53E-03	-3,47E-05	1,58E-08
As	1,62E+01	3,99E-02	-3,74E-05	0,00E+00
Pb	2,32E+01	1,16E-02	-2,05E-06	4,66E-06
Na ₂ HPO ₄	2,90E+01	2,82E-01	-2,60E-05	0,00E+00

$$C_p = A + BT_{avg} + CT_{avg}^2 + DT_{avg}^3$$

Komponen	Cp (kJ/kmolK)	xi Fraksi Massa	BM (kg/kmol)	Cp.xi/BM (kJ/kgK)
Na ₂ CO ₃	189,5350	6,7%	106	0,1195
H ₃ PO ₄	111,5333	0,7%	98	0,0077
H ₂ O	75,5530	62,3%	18	2,6143
NaCl	83,8273	0,02228%	58	0,0003
Fe	26,7480	0,00007%	56	3,19E-07
Na ₂ SO ₄	225,9401	0,00067%	142	1,06E-05
As	25,8533	0,00001%	75	4,97E-08
Pb	270,2515	0,00009%	207	1,13E-06
Na ₂ HPO ₄	130,7204	30,3%	142	0,2793
Total		100,0%		3,0210

$$cp = 3,0210 \text{ kJ/kgK}$$

$$= 0,7216 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

iii. Viskositas campuran liquid

Dari yaws, Chemical Properties :

Komponen	A	B	C	D
Na ₂ CO ₃	-0,7227	1,51E+03	0	0
H ₃ PO ₄	-167,2213	2,03E+04	4,76E-01	-4,57E-04

H ₂ O	-11,6225	1,95E+03	2,16E-02	-1,60E-05
NaCl	-1,0493	1,15E+03	0	0,00E+00
Fe	0,2057	1,11E+03	0	0
Na ₂ SO ₄	-0,8297	2,18E+03	0	0
As	-0,4125	8,01E+02	3,00E-11	-8,41E-15
Pb	-2,5818	1,02E+02	1,65E-02	-8,99E-05
Na ₂ HPO ₄	-0,2852	4,24E+02	0	0

$$\text{Log}_{10}(\mu) = A + B/T_{\text{avg}} + C \cdot T_{\text{avg}} + D \cdot T_{\text{avg}}^2 ; \quad \mu = cP ; T = K$$

$$\ln \mu_{\text{mixture}} = \sum (x_i \cdot \ln (\mu_i)) \quad (\text{Perry, 8th ed. Hal. 2-506})$$

Komponen	μ	$\ln (\mu)$	x_i Fraksi Massa	$\ln (\mu) \cdot x_i$
Na ₂ CO ₃	3,2248	1,1709	6,7%	0,0783
H ₃ PO ₄	18,4027	2,9125	0,7%	0,0196
H ₂ O	0,0801	-2,5246	62,3%	-1,5724
NaCl	105,0212	4,6542	0,02228%	0,0010
Fe	1485,5284	7,3035	0,00007%	4,88E-06
Na ₂ SO ₄	4,5240	1,5094	0,00067%	1,01E-05
As	53,9085	3,9873	0,00001%	5,75E-07

Pb	7,0648	1,9551	0,00009%	1,69E-06
Na ₂ HPO ₄	0,9394	-0,0626	30,3%	-0,0190
Total			100,0%	-1,4925

$$\ln \mu = \sum (x_i \cdot \ln (\mu_i))$$

$$\mu = \exp (-1,4925)$$

$$= 0,2248 \text{ cP} = 0,5441 \text{ lb/ft.jam}$$

7. Rute Fluida

Berdasarkan pada Kern, Process Heat Transfer, hal. 164. Terkait penggunaan Steam sebagai media pemanas. Mengingat sifat korosif dari kondensat steam, akan lebih baik jika steam dilewati melalui pipa (tube) dibandingkan melalui shell. Karena jika terjadi kerusakan, yang perlu dilakukan hanyalah mengganti tube yang terdapat di dalam shell.

Karenanya rute fluida yang ditetapkan :

Tube side : Hot fluid (Steam)

Shell side : Cold fluid (Produk keluaran reaktor)

8. Perhitungan Desain Evaporator

Perhitungan dilakukan dengan mengikuti alur penyelesaian masalah dari contoh 7.8 Kern, Process Heat Transfer, hal. 168.

a) Koefisien Tube Side (h_{io})

i. Total Luas Alir pada Tube Evaporator (a_t)

$$a_t = \frac{Nt \cdot a_t'}{n \cdot 144} = \frac{239 \cdot 0,302 \text{ in}^2}{1.144 \text{ in}^2/\text{ft}^2}$$

$$= 0,302 \text{ ft}^2$$

ii. Laju Alir Massa Umpang (G_t)

$$G_t = \frac{w_a}{a_t} = \frac{9144,7441 \text{ lb/jam}}{0,302 \text{ ft}^2}$$

$$= 18244,3840 \text{ lb/jam.ft}^2$$

iii. Reynold Number Sisi Tube (Re_t)

Pada suhu steam (340°F), dari Yaws, 2009 :

Viskositas Steam (μ_h) = 0,0800 lb/ft.h

$$Re_t = \frac{ID_t \cdot G_t}{\mu_h} = \frac{0,0516 \text{ ft} \cdot 18244,3840 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0800 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 11778,5366$$

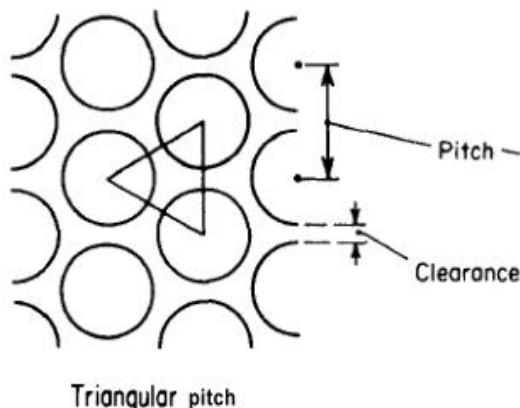
iv. Koefisien tube inside (h_{io})

Kern, Process Heat Transfer, hal. 164 :

Nilai h_{io} untuk fluida panas steam = 1500 Btu/(hr)(ft²)(°F)

b) Koefisien Shell Side (hs)

i. Spesifikasi Shell



Susunan tube yang dipilih adalah triangular pitch.

Dari perhitungan desain pipa sebelumnya didapat data berikut :

$$ID_s = 17,25 \text{ in}$$

$$\text{Pitch, } p_t = 15/16 = 0,9375 \text{ in}$$

$$\text{Clearance, } C = Pt - OD_t = 0,9375 \text{ in} - 0,75 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

Baffle Space, l_B dari Perry's Handbook 8thEd. 2008, hal. 11-43 :

= Minimum 1/5 ID_s dan bernilai tidak kurang dari 2 in.

= Ditetapkan nilai baffle space 1/4 ID_s

$$= 1/4 \cdot 17,25 \text{ in} = 4,3125 \text{ in}$$

ii. Luas *Flow Area* (a_s)

$$a_s = \frac{C \cdot l_B \cdot D_s}{p_t} = \frac{0,1875 \text{ in} \cdot 4,3125 \text{ in} \cdot 17,25 \text{ in}}{0,9375 \text{ in}} \cdot \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

$$a_s = 0,1033 \text{ ft}^2$$

iii. Laju Alir Massa Umpang Shell Side (G_s)

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} = \frac{18463,8283 \text{ lb/kg}}{0,1033 \text{ ft}^2}$$

$$G_s = 178704,7283 \text{ lb/jam.ft}^2$$

iv. Diameter Ekivalen (D_e)

Dari fig. 28. Kern, Process Heat Transfer, hal. 838 :

Equivalent diameter, $d_e = \frac{4 \times \text{axial flow area}}{\text{wetted perimeter}}$, in.

Tube O.D. in.	Pitch	d_e
3/4	1" square	0.95
1	1/4"	0.99
1/2	1 1/16"	1.23
1 1/2	1 1/8"	1.48
3/4	15/16" Triangular	0.55
7/8	"	0.73
1	1 1/4"	0.72
1 1/4	1 9/16"	0.91
1 1/2	1 7/8"	1.08

OD = 3/4 in dan triangular pitch 15/16

Nilai D_e = 0,55 in = 0,0458 ft

v. Reynold Number (Re)

$$Re = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu} = \frac{0,0458 \text{ ft} \cdot 178704,7283 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,5440 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 15054,5893$$

vi. Koefisien shell side (h_o)

$$h_o = j_H \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{(1/3)}$$

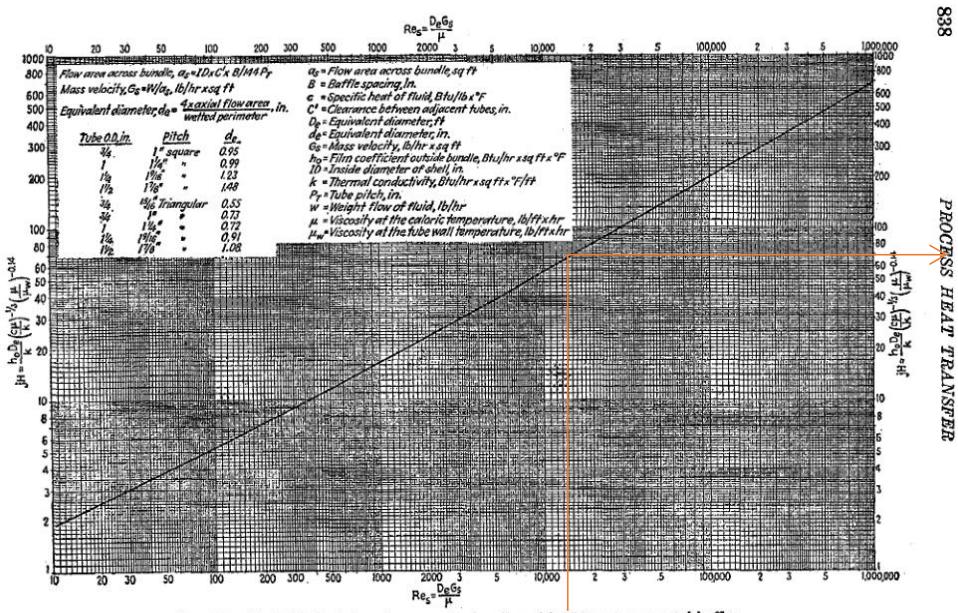


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

$$\text{Nilai } J_H = 70$$

$$h_o = 70 \cdot \frac{0,3905}{0,0458} \cdot \left(\frac{0,7215 \cdot 0,5440}{0,3905} \right)^{(1/3)}$$

$$= 597,5396$$

9. Clean Overall Coefficient (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{(1500 \cdot 597,5396) \text{ btu/jam.ft}^{2^\circ F}}{(1500 + 597,5396) \text{ btu/jam.ft}^{2^\circ F}}$$

$$U_C = 427,3146 \text{ btu/jam.ft}^2.^\circ F$$

10. Design Overall Coefficient (U_D)

$$U_D = \frac{Q}{A_{actual} \cdot \Delta t}$$

$$\begin{aligned}
A_{actual} &= n \cdot a t_{out} \cdot L \\
&= 239 \cdot 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \cdot 6 \text{ ft} \\
&= 281,4942 \text{ ft}^2 \\
U_D &= \frac{(8038230,1928) \text{ btu/jam}}{(126,6944)^\circ F \cdot (281,4942) \text{ ft}^2} \\
U_D &= 225,3894 \text{ btu/jam.ft}^2.^\circ F
\end{aligned}$$

11. Dirt Factor (Rd)

$$\begin{aligned}
Rd &= \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} = \frac{(427,3146 - 225,3894) \text{ btu/jam ft}^{2^\circ} F}{(427,3146 \cdot 225,3894) \text{ btu/jam ft}^{2^\circ} F} \\
Rd &= 0,0020 \text{ btu/jam.ft}^2.^\circ F
\end{aligned}$$

Diketahui dari kern tabel 12 hal. 845

$$Rd_{min} \text{ untuk aq. solution} = 0,001$$

$$Rd_{min} \text{ untuk steam} = 0,0005$$

$$\text{Total } Rd_{min} = 0,0015$$

Terlihat nilai $Rd > Rd_{min}$, sehingga desain alat dapat digunakan.

12. Menghitung Pressure Drop

a) Pada Shell Side (Cold Fluid)

Diketahui dari perhitungan sebelumnya

$$Re' = 15054,5893$$

Fig. 29 Kern, hal. 239 terkait nilai f (friction factor) shell side, didapatkan :

$$f = 0,0020 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Persamaan 7.44 untuk mencari ΔP_{shell}

$$\Delta P_{\text{shell}} = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e' \cdot s},$$

Jumlah pass (n) = 1

$$\text{Specific gravity mixture (s)} = \frac{\rho_{\text{mixture}}}{\rho_{\text{reference}}}$$

$$\rho_{\text{mixture}}, T_{\text{avg}}(100,57^\circ\text{C}) = 66,1242 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{reference}} (\rho_{\text{water}}) = 62,5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Specific gravity mixture (s)} = 1,0579$$

$$\Delta P_{\text{shell}} = \left(\frac{0,0020 \cdot 178704,7283 \cdot 6,1}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0458 \cdot 1,0579} \right) \text{psi}$$

$$= 0,0151 \text{ psi}$$

b) Pada Tube Side

Specific volume of steam (v_f)

$$v_f \text{ (table 7. Kern, hal. 823)} = 3,7880 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\text{Specific gravity steam (s)} = \frac{\rho_{\text{steam}}}{\rho_{\text{reference}}}$$

$$\rho_{\text{steam}} = 1 / (3,7880 \text{ ft}^3/\text{lb}) = 0,2639 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{reference}} (\rho_{\text{water}}) = 62,5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Specific gravity steam (s)} = 0,0042$$

$$Re = 11777,5366$$

Figure 26 kern Re vs F tube side diperoleh :

$$f = 0,0003$$

Persamaan 7.45 kern :

$$\Delta P_{\text{tube}} = \frac{1}{2} x \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

$$\Delta P_{\text{tube}} = \frac{1}{2} x \frac{0,0003 \cdot 18244,3840^2 \cdot 6 \cdot 2}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0516 \cdot 0,0042}$$

$$= 0,0525 \text{ psi}$$

Pressure drop hitungan lebih kecil dari batas yang diizinkan <10 psi. Dengan demikian perancangan alat evaporator di atas dapat digunakan.

13. Menentukan Dimensi Evaporator

a) Ruang Uap Evaporator

$$\text{Jumlah uap terbentuk, m} = 4118,7795 \text{ kg/jam} = 9080,3560 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Specific Volume, } T_{\text{avg}} (100,57^\circ\text{C}) = 3,788 \text{ ft}^3/\text{lb} \quad (\text{Kern, tabel. 7})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume uap} &= \text{Jumlah uap} \times \text{Specific volume} \\ &= 9080,3560 \text{ lb/jam} \times 3,788 \text{ ft}^3/\text{lb} \\ &= 34396,3886 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Perry, 8thEd. 2008. Hal. 11-112. Waktu tinggal uap hanya sekitar beberapa detik. Di desain agar lama waktu tinggal uap maksimal = 15 detik.

$$\begin{aligned} \text{Volume uap} &= 34396,3886 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} / 3600 \text{ detik} \times 15 \text{ detik} \\ &= 143,3183 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diambil perbandingan Diameter (D) dan Tinggi (H) untuk ruang uap 1 : 1,2
(H = 1,2D)

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{4}\pi.D^2.H + \frac{1}{24}\pi.D^3 \\ &= \frac{1}{4}\pi.D^2.1,2.D + \frac{1}{24}\pi.D^3 \\ &= D^3\left(\frac{1,2}{4}\pi + \frac{1}{24}\pi\right) \end{aligned}$$

$$D = \left[\frac{V}{\left(\frac{1,2}{4}\pi + \frac{1}{24}\pi\right)} \right]^{1/3}$$

$$D = \left[\frac{143,3183 \text{ ft}^3}{\left(\frac{1,2}{4}\pi + \frac{1}{24}\pi\right)} \right]^{1/3}$$

$$D = 5,1119 \text{ ft} = 61,3438 \text{ in} = 1,5581 \text{ m}$$

$$H = 1,2 \times 5,1119 \text{ ft} = 6,1343 \text{ ft} = 1,8697 \text{ m}$$

14. Tebal Shell Evaporator

Process Equipment Design. Brownell 254. Persamaan 13.1

$$t = \frac{p.D_i}{2f.E - 1,2.p} + c.n$$

Diketahui :

- | | | |
|----------------|---|-------------------|
| t | = tebal shell minimum yang dibutuhkan, in | |
| p | = tekanan design | = 17,64 psi |
| E | = efisiensi sambungan | = 80% |
| f | = tegangan maksimal yang diijinkan | = 17900 psia |
| D _i | = inside diameter shell | = 61,3438 in |
| c | = laju korosi | = 0,0125 in/tahun |
| n | = lama pemakaian | = 10 tahun |

$$t = \frac{17,64 \text{ psi} \cdot 61,3438 \text{ in}}{2.17900 \text{ psia} \cdot 80\% - 1,217,64 \text{ psi}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \cdot 10 \text{ tahun}$$

$$t = 0,1628 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 hal.88. Brownell. Tebal standar shell = 0,1875 in

$$\text{OD}_{\text{shell}} = \text{IDs} + 2 t$$

$$= 61,3438 \text{ in} + 2 \cdot 0,1875 \text{ in}$$

$$= 61,7188 \text{ in}$$

Tabel 5.7 hal. 89, untuk diameter luar shell standar adalah 66 in

Maka diameter dalam (IDs) koreksi :

$$\text{IDs} = \text{ODs} - 2 ts$$

$$= 66 \text{ in} - 2 \cdot 0,1875$$

$$= 65,6250 \text{ in}$$

Tinggi shell = 1,5 . 65,6250 in

$$= 78,75 \text{ in}$$

$$= 6,5625 \text{ ft} = 2,0003 \text{ m}$$

15. Tebal Head

Bentuk head diambil torispherical dished head

Persamaan 13.12 hal. 258 Brownell

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot D_i}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + c \cdot n$$

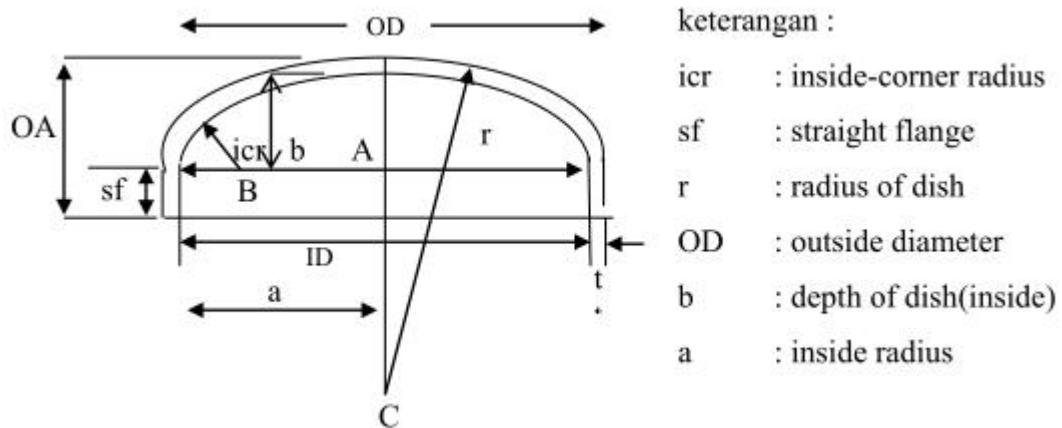
t_h = tebal shell minimum yang dibutuhkan

p = tekanan design = 17,64 psi

$$\begin{aligned}
E &= \text{efisiensi sambungan} & = 80\% \\
f &= \text{tegangan maksimal yang diijinkan} & = 17900 \text{ psi} \\
D_i &= \text{inside diameter shell} & = 65,625 \text{ in} \\
C &= \text{laju korosi} & = 0,0125 \text{ in/tahun} \\
n &= \text{lama pemakaian} & = 10 \text{ tahun} \\
t_h &= \frac{0,885 \cdot 17,64 \text{ psi} \cdot 65,625 \text{ in}}{2.17900 \text{ psi} \cdot 80\% - 2.17,64 \text{ psi}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \cdot 10 \text{ tahun} \\
t_h &= 0,1608 \text{ in}
\end{aligned}$$

Digunakan tebal head standar 0,1875 in.

16. Dimensi Head



Dari perhitungan sebelumnya :

$$OD_h = OD_s = 66 \text{ in}$$

Tabel 5.7 Brownell-Young hal. 90, dengan diameter 66 in didapat data :

$$R = 66 \text{ in}$$

$$Icr = 4 \text{ in}$$

$$t_h = 0,1875 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

Tabel 5.6 Brownell-Young hal.88 Straight Flange (s_f) untuk t_h 3/16 in sekitar 1,5 - 2 in. Diambil nilai $s_f = 2$ in

Dengan menggunakan persamaan-persamaan dari hubungan dimensi head (hal. 87, Brownell-Young, 1979).

$$a = \frac{D_i}{2} = \frac{65,625}{2} \text{ in} = 32,8125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 32,8125 - 4 \text{ in} \\ &= 28,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 66 - 4 \text{ in} \\ &= 62 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\ &= (62^2 - 28,8125^2)^{1/2} \\ &= 54,8985 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 66 - 54,8985 \text{ in} \\ &= 11,1015 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= s_f + b + t_h \\ &= 2 + 11,1015 + 0,1875 \text{ in} \\ &= 13,2890 \text{ in} = 1,1074 \text{ ft} = 0,3375 \text{ m} \end{aligned}$$

$$OA = \text{tinggi head (Hh)} = 1,1074 \text{ ft}$$

17. Tinggi Total Evaporator

$$\begin{aligned} H &= H_s + H_t + 2 \cdot H_h \\ &= 6,5625 \text{ ft} + 6 \text{ ft} + 2 \cdot 1,1074 \text{ ft} \\ &= 14,7773 \text{ ft} = 4,5041 \text{ m} \end{aligned}$$

KESIMPULAN PERANCANGAN EVAPORATOR (EV-01)

Tugas : Mengurangi kadar H₂O dalam campuran produk

: reaktor untuk umpan kristalizer

Jenis : Short Tube Vertical Evaporator (Calandria)

Bahan Kontruksi : Stainless steel SA 167 grade C

Kondisi Operasi

Suhu masuk : 95°C

Suhu keluar : 106,1560°C

Tekanan : 1 atm

Dimensi Evaporator

Diameter : 66 in = 1,6764 m

Tinggi : 4,5041 m

Kondisi Media Pemanas

Media : Steam

Suhu / Tekanan : 340°F / 118,01 psia

Jumlah (W) : 4147,9828 kg/jam

Dimensi Shell :

ID : 17,25 in = 0,4381 m

Dimensi Tube :

ID : 0,75 in

OD : 0,62 in

Panjang (L) : 6 ft = 1,8288 m

Jumlah tube : 239 buah

Dimensi Ruang Uap :

ID : 1,6764 m

H_{shell} : 2,0003 m

H_{head} : 0,3375 m

PERANCANGAN KRISTALIZER

(CR - 01)

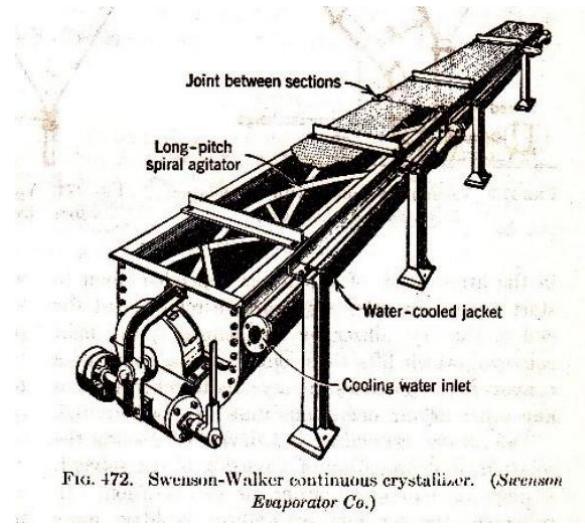


FIG. 472. Swenson-Walker continuous crystallizer. (Swenson Evaporator Co.)

Fungsi : Membentuk kristal Disodium Fosfat Dihidrat

Tipe Alat : Swenson-Walker Crystalizer

1. Data Umpan Masuk Kristalizer

$$T_{\text{Masuk}} = T_{\text{Keluar Evaporator}} = 106,2^{\circ}\text{C}$$

Komponen	\dot{m} (kg/jam)	x_i	ρ^* (kg/L)	$\rho \cdot x_i$ (kg/L)
Na ₂ CO ₃	559,8592	13,15%	2,3058	0,3033
H ₃ PO ₄	56,3421	1,32%	1,8557	0,0246
H ₂ O	1097,4444	25,78%	0,8944	0,2306
NaCl	1,8662	0,04%	1,8981	0,0008
Fe	0,0056	1,32E-06	7,7700	1,02E-05
Na ₂ SO ₄	0,0560	1,32E-05	2,4399	3,21E-05

As	0,0012	2,84E-07	9,1537	2,60E-06
Pb	0,0072	1,70E-06	10,8975	1,85E-05
Na ₂ HPO ₄	2540,6834	59,69%	1,1736	0,7005
Total	4256,2653	100%		1,2599

*Data densitas didapat dari Yaws, Chemical Properties, 2014

$$\text{Densitas campuran } (\rho_{\text{mix}}) = 1,2599 \text{ kg/L}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Alir Volumetrik Umpang} &= \frac{m}{\rho_{\text{mix}}} = 4256,2653 \text{ kg/jam} / 1,2599 \text{ kg/L} \\ &= 3378,0040 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

2. Kondisi Operasi Kristalizer

Proses kristalisasi disodium fosfat terjadi pada rentang suhu pendinginan 50°-95°C dengan tekanan atmosferis (Metgizer, Max. 1945).

Karenanya, kondisi operasi kristalizer dijaga pada suhu (T) 75°C dengan tekanan (P) 1 atm.

3. Dasar Pemilihan Alat

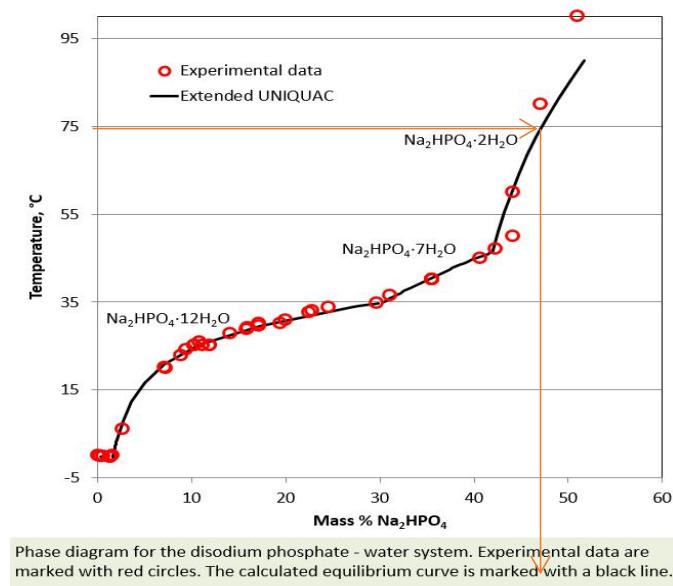
Swenson-Walker Crystallizer bekerja dengan cara pendinginan larutan dan dapat berjalan secara kontinyu. Hal ini sejalan dengan kebutuhan dari proses pembentukan kristal disodium fosfat dihidrat yang juga dilakukan dengan cara pendinginan larutan. Swenson-Walker Crystallizer juga dilengkapi dengan pengaduk helix yang dilengkapi *flight* (pengait) yang berfungsi untuk meratakan perpindahan panas dan mengaduk magma untuk mendapatkan kristal yang berukuran seragam. (G.G. Brown, Unit Operations, 1950. hal. 499).

Hal inilah yang menjadikan dasar dalam pertimbangan pemilihan alat kristalizer.

4. Pembentukan Kristal di Kristalizer

a) Disodium Fosfat (Na_2HPO_4)

Diagram fasa Na_2HPO_4 dari www.phasediagram.dk :



Pada suhu operasi 75°C konsentrasi padatan Na_2HPO_4 : 48%

Jumlah kristal terbentuk dihitung dengan persamaan dari Perry's Chem. Eng. Handbook. Ed.8th. 2008. hal. 18-41.

$$P = R \frac{100W_o - S(H_o - E)}{100 - S(R-1)}$$

Keterangan :

P = Berat kristal akhir

$$R = \frac{\text{Berat molekul hidrat} (\text{Mr } \text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O})}{\text{berat molekul anhidrat} (\text{Mr } \text{Na}_2\text{HPO}_4)}$$

$$= \frac{178 \text{ gr/gmol}}{142 \text{ gr/gmol}} = 1,2535$$

S = Solubilitas

$$= \frac{0,48}{(1 - 0,48)} \times 100 = 92,3077$$

W_o = Berat *solute* anhidrat semula

$$= 2540,68334 \text{ kg/jam}$$

H_o = Berat *solvent* semula

$$= 1097,4444 \text{ kg/jam}$$

E = Evaporasi = 0

$$P = 1,2535 \cdot \frac{100 \cdot 2540,6834 \text{ kg / jam} - 92,3077 \cdot (1097,4444 - 0) \text{ kg / jam}}{100 - 92,3077 \cdot (1,2535 - 1)}$$

$$P = 2500,0000 \text{ kg/jam}$$

Jumlah kristal Disodium Fosfat Dihidrat yang terbentuk adalah 2500 kg/jam atau sekitar 98,4% dari total Disodium Fosfat yang diumpankan.

b) Sodium Karbonat (Na₂CO₃)

Dari Seidell, Atherton. 1919. Solubilities of Inorganic and Organic Compounds.

Hal. 633. Pada suhu 75°C kelarutan Na₂CO₃ adalah 44,86%

Dengan cara yang sama :

$$S = \frac{0,4486}{(1 - 0,4486)} \times 100 = 81,36$$

$$P = R \frac{100W_o - S(H_o - E)}{100 - S(R - 1)}$$

$$P = 1 \cdot \frac{100 \cdot 559,8592 \text{ kg / jam} - 81,36 \cdot (1097,4444 - 0) \text{ kg / jam}}{100 - 81,36 \cdot (1 - 1)}$$

$$P = -339,9837 \text{ kg/jam}$$

Nilai P (-) menyatakan tidak adanya padatan Sodium Karbonat yang akan terbentuk dalam proses kristalisasi.

c) NaCl dan Na₂HPO₄

Jumlah kandungan NaCl dan Na₂HPO₄ sangat sedikit dibanding jumlah solvent (air) dalam larutan umpan. Diasumsikan keduanya ikut mengkristal bersama Sodium Fosfat sebagai pengotor (mengikuti spesifikasi produk pasar).

5. Neraca Massa Kristalizer

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Na ₂ CO ₃	559,8592	559,8592
H ₃ PO ₄	56,3421	56,3421
H ₂ O	1097,4444	1097,4444
NaCl	1,8662	1,8662
Fe	0,0056	0,0056
Na ₂ SO ₄	0,0560	0,0560
As	0,0012	0,0012
Pb	0,0072	0,0072
Na ₂ HPO ₄	2540,6834	40,6834
Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O	-	2500,0000
Total	4256,2653	4256,2653

6. Perancangan Kristalizer

a) Waktu Tinggal (*Residence Time*) (t)

Dari Walas, Chemical Process Equipment. Hal. 533 Persamaan untuk mencari nilai waktu tinggal :

$$L_{pr} = 3.G.t$$

Dengan :

L_{pr} = ukuran kristal Disodium Fosfat Dihidrat terbentuk

= Dari literatur 20 - 40 mesh (Max Netgizer, 1945)

= Diambil rata-rata 30 mesh = $0,595 \times 10^{-3}$ m

G = Pertumbuhan rata-rata kristal Disodium Fosfat Dihidrat

= Dari tabel 16.3 Walas, Chemical Process Equipment. Hal. 533

= 9.10^{-8} m/s

$$t = \frac{L_{pr}}{3.G} = \frac{0,595 \times 10^{-3} \text{ m}}{3 \times 9.10^{-8} \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ s}}$$

= 36,7283 menit

= 0,6121 jam

b) Volume Kristalizer

$$V_{umpan} = Q \cdot t$$

= $3378,0004 \text{ L/jam} \times 0,6121 \text{ jam}$

= 2067,8088 L

Volume dilebihkan untuk faktor safety sebesar 20%

$$V_{kristalizer} = 1,2 V_{umpan}$$

$$= 1,2 \cdot 2067,8088 \text{ L}$$

$$= 2481,3706 \text{ L}$$

$$= 2,4183 \text{ m}^3$$

c) Dimensi Kristalizer

Kristalizer dapat disusun hingga menjadi 4 segmen. Dari Brown, G.G. Unit Operation. Hal. 499. Panjang standar untuk 1 segmen kristalizer adalah 10 ft (3,408 m) dan lebarnya dari Mullin, 2001. Industrial Techniques and Equipment. Hal. 373. dapat mencapai 1 meter.

Ditetapkan penggunaan 1 segmen unit kristalizer karena jumlah umpan yang tidak begitu besar.

$$\text{Jika } V_{\text{kristalizer}} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot L$$

$$\text{Maka } D = \sqrt{\frac{\pi \cdot L}{4 \cdot V}}$$

$$= \sqrt{\frac{3,14 \cdot 3,408 \text{ m}}{4 \cdot 2,4183 \text{ m}^3}}$$

$$= 0,9630 \text{ m} \approx 1 \text{ m}$$

d) Desain Kristalizer

$$\text{Panjang} = 3,408 \text{ m}$$

$$\text{Diameter} = 1 \text{ m}$$

7. Perhitungan Neraca Panas Kristalizer

a) Data Kapasitas Panas (Cp) dari Yaws, 1999. Chemical Properties.

$$Q = n \cdot Cp \cdot dT$$

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$Cp.dT = AT + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{3}T^3 + \frac{D}{4}T^4$$

Komponen	A	B	C	D
Na ₂ CO _{3(aq)}	189,5350	-7,00E-06	2,00E-06	-5,21E-09
H ₃ PO _{4(aq)}	0,8905	5,34E-04	-7,43E-07	2,12E-06
H ₂ O _(aq)	92,0530	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
NaCl _(aq)	95,0160	-3,11E-02	9,68E-07	5,51E-09
Fe _(s)	26,7480	-1,53E-02	3,84E-05	0,00E+00
Na ₂ SO _{4(aq)}	233,5150	-9,53E-03	-3,47E-05	1,58E-08
As _(s)	16,1860	3,99E-02	-3,74E-05	0,00E+00
Pb _(s)	23,1670	1,16E-02	-2,05E-06	0,00E+00
Na ₂ HPO _{4(aq)}	29,0000	2,82E-01	-2,60E-05	1,58E-08
Na ₂ HPO _{4.2H₂O(s)}	12,202	5,81E-01	-6,06E-04	0,00E+00

b) Panas dari Umpan Masuk

$$T_{in} = 106,2^{\circ}\text{C} = 379,2\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$$

Komponen	\dot{m} (kg/jam)	BM	n Kmol/jam	$\int C_p dT$ (kj/kmol)	Q_{in} (kj/jam)
Na ₂ CO _{3(aq)}	559,8592	106	5,2817	14326,5344	75668,3157
H ₃ PO _{4(aq)}	56,3421	98	0,5749	6218,6718	3575,2365
H ₂ O _(aq)	1097,4444	18	60,9691	5686,7070	346713,6090
NaCl _(aq)	1,8662	58	0,0322	6416,5932	206,4591
Fe _(s)	0,0056	56	0,0001	1960,9428	0,1960
Na ₂ SO _{4(aq)}	0,0560	142	0,0004	17155,8540	6,7640
As _(s)	0,0012	75	1,61E-05	1914,6003	0,0308
Pb _(s)	0,0072	207	3,50E-05	2027,1600	0,0709
Na ₂ HPO _{4(aq)}	2540,6834	142	17,8921	9171,6338	164100,1231
Total	4256,2653		84,75060311		590270,8051

c) Panas Keluaran Alat

$$T_{out} = 75^{\circ}\text{C} = 348\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$$

Komponen	\dot{m} (kg/jam)	BM	n Kmol/jam	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	Q _{in} (kj/jam)
Na ₂ CO _{3(aq)}	559,8592	106	5,2817	9478,2680	50061,2747
H ₃ PO _{4(aq)}	56,3421	98	0,5749	3643,2358	2094,5678
H ₂ O _(aq)	1097,4444	18	60,9691	3760,6867	229285,8193
NaCl _(aq)	1,8662	58	0,0322	4263,2431	137,1733
Fe _(s)	0,0056	56	0,0001	1290,4130	0,1290
Na ₂ SO _{4(aq)}	0,0560	142	0,0004	11367,4219	4,4818
As _(s)	0,0012	75	1,61E-05	1257,4216	0,0202
Pb _(s)	0,0072	207	3,50E-05	1334,5926	0,0467
Na ₂ HPO _{4(aq)}	40,6834	142	0,2865	5895,1334	1688,9713
Na ₂ HPO _{4.2H₂O(s)}	2500,0000	178	14,0449	6829,3446	95917,7617
Total	4256,2653		81,1899		379190,2459

d) Panas dari Proses Kristalisasi

Diketahui Panas Pelarutan dari Disodium Fosfat Dihidrat dari Perry's Chemical. Ed. 8. Hal. 2-205 = -0,82 kcal/mol

$$\begin{aligned}\text{Panas kristalisasi } (Q_k) &= -(\text{Panas Pelarutan}) \\ &= -(-0,82 \text{ kcal/mol}) \\ &= 0,82 \text{ kcal/mol} \\ &= 3,4308 \text{ kJ/mol} \times 14,0449 \cdot 10^3 \text{ mol/jam} \\ &= 48186,5168 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

e) Panas yang Harus Diserap Air Pendingin (Q_s)

$$\begin{aligned}Q_s &= Q_{in} + Q_k - Q_{out} \\ &= (590270,8051 + 48186,5168 - 379190,2459) \text{ kJ/jam} \\ &= 259267,0761 \text{ kJ/jam} \\ &= 245737,7740 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

8. Perancangan Jaket dan Jumlah Air Pendingin

a) Perhitungan Luas Transfer Panas (A)

$$\begin{aligned}\text{Media Pendingin} &= \text{Air} \\ \text{Suhu masuk pendingin, } t_1 &= 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} \\ \text{Suhu keluar pendingin, } t_2 &= 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F} \\ \text{Suhu umpan masuk, } T_1 &= 106,2^\circ\text{C} = 223,16^\circ\text{F} \\ \text{Suhu umpan keluar, } T_2 &= 75^\circ\text{C} = 167^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = (223,16 - 122)^\circ F = 101,16^\circ F$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = (167 - 86)^\circ F = 81^\circ F$$

$$\Delta T_{LMTD} = 85,92^\circ F$$

U_d = Koefisien perpindahan panas

= Dari Tabel.8 Kern. Process Heat Transfer

$$U_d = 250-450 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ F$$

$$\text{Dipilih } = 400 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ F$$

$$A = 245737,7740 \text{ Btu/jam} / (400 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ F \cdot 85,92^\circ F)$$

$$= 7,1498 \text{ ft}^2$$

$$= 2,1792 \text{ m}^2$$

b) Luas Jaket Pendingin Kristalizer (A_s)

$$A_s = \pi \cdot D \cdot L$$

$$= 3,14 \cdot 1 \text{ m} \cdot 3,408 \text{ m}$$

$$= 10,3060 \text{ m}^2$$

Dari perhitungan terlihat nilai Luas Jaket Pendingin > Luas Transfer Panas. Dengan demikian untuk proses pendinginan dapat dilakukan melalui jaket pendingin kristalizer.

Tebal jaket pendingin didekati dengan persamaan berikut :

$$A = \pi \cdot (D-d) \cdot L$$

D = Diameter luar kristalizer

d = Diameter dalam kristalizer

$$2,1792 \text{ m}^2 = 3,14 \cdot (D - 1 \text{ m}) \cdot 3,408 \text{ m}$$

$$D = 1,2036 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Jaket} = D - d$$

$$= (1,2036 - 1) \text{ m}$$

$$= 0,2036 \text{ m}$$

c) Jumlah Air Pendingin

Menggunakan persamaan :

$$Q_s = m_{\text{air}} \cdot C_{\text{p,air}} \cdot \Delta T_{\text{air pendingin}}$$

Diketahui :

$$Q_s = 245737,7740 \text{ Btu/jam}$$

$$C_{\text{p,air}} = 1,0026 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{air pendingin}} = 36^{\circ}\text{F}$$

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_s}{C_{\text{p,air}} \cdot \Delta T_{\text{air}}}$$

$$= 245737,7740 \text{ Btu/jam} / (1,0026 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \cdot 36^{\circ}\text{F})$$

$$= 6807,8043 \text{ lb/jam}$$

$$= 3087,9675 \text{ kg/jam}$$

9. Menghitung Daya Penggerak Motor Kristalizer

Dari Cheremisinoff, N. P. (2000). Handbook of Chemical Processing Equipment.
Hal. 155. Kecepatan rotasi antara 5 - 30 rpm.

Kecepatan rotasi alat didesain = 20 rpm

Total daya yang diperlukan untuk motor kristalizer didekati dengan persamaan dari Perry's pada hal.12-77 :

$$\text{Range Hp} = 0,5D^2 \text{ hingga } 1D^2$$

Diambil $1D^2$

$$\text{Power (P)} = D^2$$

$$= 1,2036^2$$

$$= 1,4488 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80%

$$\text{Power (P)} = 1,4488 \text{ Hp} / 80\% = 1,81 \text{ Hp}$$

Diambil Power Standar 2 Hp

KESIMPULAN PERANCANGAN

KRISTALIZER (CR-01)

Tugas : Membentuk Produk Utama Kristal Disodium Fosfat

: Dihidrat

Jenis Kristalizer : Swenson-Walker Crystallizer

Kondisi Operasi

Temperatur : 75°C

Tekanan : 1 atm

Desain Kristalizer

Diameter : 1,2036 m

Panjang : 3,4080 m

Volume : 2,4183 m³

Tebal Jaket : 0,2036 m

Material : Stainless steel SA 167 grade C

Pendingin

Media : Air

Suhu Masuk : 30°C

Suhu Keluar : 50°C

Tekanan : 1 atm

Power

Kecepatan putar : 20 rpm

Power : 2 Hp

CENTRIFUGE

(CF-01)

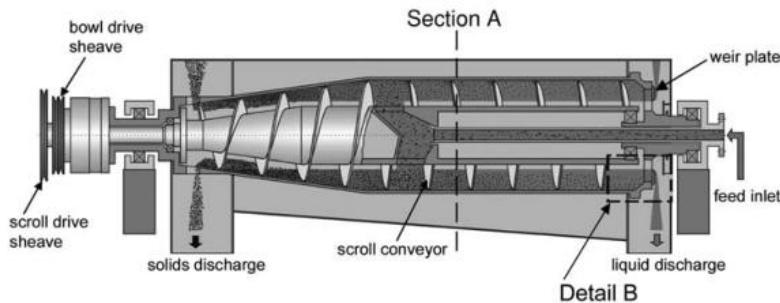


FIG. 18-155 Two-phase decanter centrifuge—gravity liquid discharge. (Flottweg Separation Technology.)

Tugas : Memisahkan kandungan kristal $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ dari cairan *mother liquor*

: *liquor* keluaran kristalizer.

Jenis : *Continuous Decanter Centrifuge*

Kondisi Operasi : $P = 1 \text{ atm}$

: $T = 75^\circ\text{C}$

1. Neraca Massa

a) Laju Alir Umpan Masuk

Komponen	BM	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa	* ρ (g/mL)	$\rho \cdot x_i$
$\text{Na}_2\text{CO}_3\text{(aq)}$	106	559,8592	0,1315	2,3169	0,3048
$\text{H}_3\text{PO}_4\text{(aq)}$	98	56,3421	0,0132	1,8561	0,0246
$\text{H}_2\text{O}_{\text{(aq)}}$	18	1097,4444	0,2578	0,9181	0,2367
$\text{NaCl}_{\text{(s)}}$	58	1,8662	0,0004	1,9110	0,0008

Fe _(s)	56	0,0056	1,31E-06	7,7866	1,02E-05
Na ₂ SO _{4(s)}	142	0,0560	1,31E-05	2,4519	3,23E-05
As _(s)	75	0,0012	2,83E-07	9,2919	2,64E-06
Pb _(s)	207	0,0072	1,70E-06	10,9266	1,86E-05
Na ₂ HPO _{4(aq)}	142	40,6834	0,0096	1,1966	0,0114
Na ₂ HPO _{4.2H₂O(s)}	178	2500,0000	0,5874	2,4500	1,4391
total		4256,2653	1,0000		2,0175

*Data densitas diambil dari perhitungan menggunakan data yang tersedia pada Yaws, Chemical Properties, 2014.

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik feed} &= 4356,2653 \text{ kg/jam} / 2,0175 \text{ kg/m}^3 \\ &= 2,1097 \text{ m}^3 / \text{jam} \end{aligned}$$

b) Laju Keluaran Fase Padat (Cake)

Untuk pemisahan padat-cair dengan menggunakan *Centrifuge*, kandungan air yang terbawa umumnya sekitar 2 - 10% (Perry's Chemical. 2008. Hal. 18-40). Ditetapkan agar kandungan air maksimal dalam cake hanya 5%. Sehingga komposisi laju keluaran cake sebagai berikut :

Komponen	BM	kg/jam	%x _i	*ρ (g/mL)	ρ . x _i
Na ₂ HPO _{4.2H₂O(s)}	178	2500,0000	0,9493	2,4500	2,3258
H ₂ O _(aq)	18	131,5789	0,0500	1,0084	0,0504
NaCl _(s)	58	1,8662	0,0007	2,1700	0,0015
Fe _(s)	56	0,0056	2,13E-06	8,5400	1,82E-05
Na ₂ SO _{4(s)}	142	0,0560	2,13E-05	2,4519	5,21E-05

As _(s)	75	0,0012	4,58E-07	9,2919	4,26E-06
Pb _(s)	207	0,0072	2,75E-06	10,9266	3,01E-05
total		2633,5152	1,0000		2,3778

*Data densitas diambil dari perhitungan menggunakan data yang tersedia pada Yaws, Chemical Properties, 2014.

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik cake} &= 2633,5152 \text{ kg/jam} / 2377,8 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1,1017 \text{ m}^3 / \text{jam} \end{aligned}$$

c) Laju Keluaran Fase Cair (Filtrat)

Komponen	BM	kg/jam	%x _i	*ρ (g/mL)	ρ . x _i
Na ₂ CO _{3(aq)}	106	559,8592	0,3450	2,3169	0,7994
H ₃ PO _{4(aq)}	98	56,3421	0,0347	1,8561	0,0644
H ₂ O _(aq)	18	965,8655	0,5952	0,9728	0,5790
Na ₂ HPO _{4(aq)}	142	40,6834	0,0251	1,1966	0,0300
total		1622,7502	1,0000		1,4728

*Data densitas diambil dari perhitungan menggunakan data yang tersedia pada Yaws, Chemical Properties, 2014.

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik filtrat} &= 1622,7502 \text{ kg/jam} / 1472,8 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1,1018 \text{ m}^3 / \text{jam} \end{aligned}$$

d) Neraca Massa Total Centrifuge

Komponen	Massa (Kg/jam)		
	Input	Cake	Filtrat
Na ₂ CO _{3(aq)}	559,8592	0,0000	559,8592
H ₃ PO _{4(aq)}	56,3421	0,0000	56,3421

$\text{H}_2\text{O}_{(\text{aq})}$	1097,4444	131,5789	965,8655
$\text{NaCl}_{(\text{s})}$	1,8662	1,8662	0,0000
$\text{Fe}_{(\text{s})}$	0,0056	0,0056	0,0000
$\text{Na}_2\text{SO}_4_{(\text{s})}$	0,0560	0,0560	0,0000
$\text{As}_{(\text{s})}$	0,0012	0,0012	0,0000
$\text{Pb}_{(\text{s})}$	0,0072	0,0072	0,0000
$\text{Na}_2\text{HPO}_{4(\text{aq})}$	40,6834	0,0000	40,6834
$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}_{(\text{s})}$	2500,0000	2500,0000	0,0000
Sub total	4256,2653	2633,5152	1622,7502
Total	4256,2653		4256,2653

2. Pertimbangan Pemilihan Jenis Centrifuge dan Perancangannya

Data - data yang dibutuhkan :

- Kandungan solid dalam umpan : 58,78%
- Laju alir volumetrik umpan (Q_v) : $2,1097 \text{ m}^3/\text{jam}$
- Laju alir massa output cake : $2633,5152 \text{ kg/jam} = 2,6 \text{ ton/jam}$
- Laju alirvolumetrik output filtrat : $1,1018 \text{ m}^3 / \text{jam} = 4,85 \text{ gpm}$
- Ukuran partikel padatan : $30 \text{ mesh} = 595 \mu\text{m}$

a) Pertimbangan Pemilihan Centrifuge

Dari ukuran partikel dan kandungan *solid* pada umpan, Dari Coulson & Richardson. Chem. Eng. Vol. 6. Hal. 409. Teknik pemisahan padat-cair yang dapat digunakan adalah centrifuges. Kemudian pada tabel 10.4 pada sumber yang sama (hal. 415). Mekanisme pemisahan untuk padatan berukuran $>150 \mu\text{m}$ adalah dengan cara sedimentasi.

Table 10.4. Selection of sedimentation or filter centrifuge

Factor	Sedimentation	Filtration
Solids size, fine		x
Solids size, >150 μm	x	
Compressible cakes	x	
Open cakes		x
Dry cake required		x
High filtrate clarity	x	
Crystal breakage problems		x
Pressure operation		
High-temperature operation	will depend on the type of centrifuge used	

Dari sumber yang sama figure 10.16 (hal. 416), terkait klasifikasi centrifuge berdasar ukuran partikel, untuk partikel dengan kisaran 1-1500 μm dan kebutuhan operasi yang kontinyu digunakan centrifuge dengan tipe *Continuous Decanter Centrifuge* (juga dikenal dengan nama *solid bowl* atau juga *scroll centrifuge*. Perry, 2008).

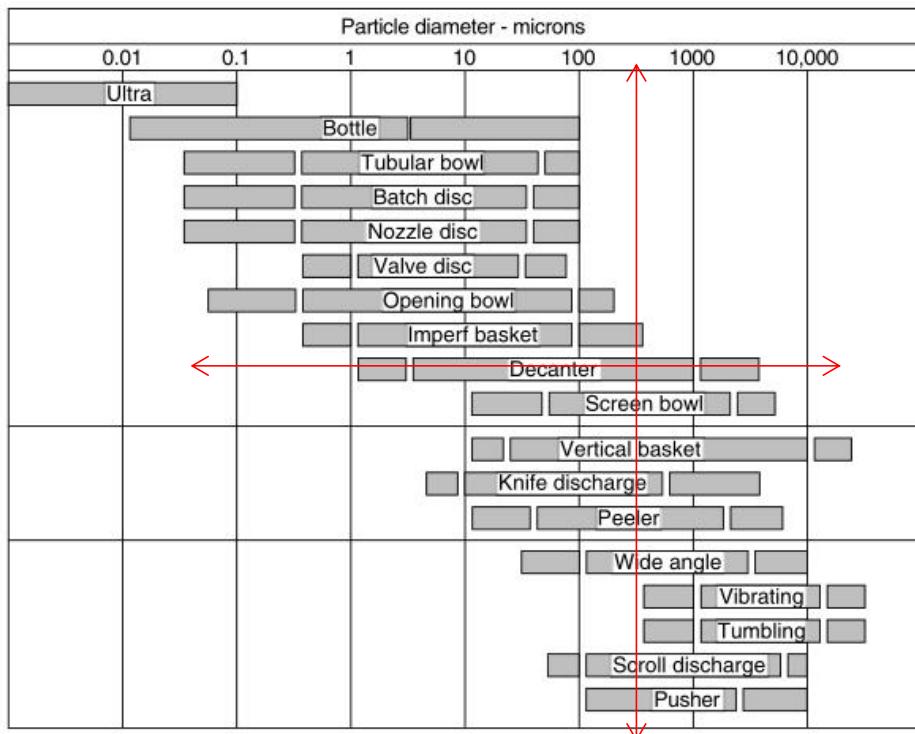


Figure 10.16. Classification of centrifuges by particle size (after Sutherland, 1970)

b) Perancangan Centrifuge

Dari Perry's Chem. Eng. Handbook edisi 8, pada tabel 18-12 terkait spesifikasi dan kinerja dari sedimentasi centrifuge :

TABLE 18-12 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges

Type	Bowl diameter	Speed, r/min	Maximum centrifugal force \times gravity	Throughput		Typical motor size, hp
				Liquid, gal/min	Solids, tons/h	
Tubular	1.75	50,000*	62,400	0.05–0.25		*
	4.125	15,000	13,200	0.1–10		2
	5	15,000	15,900	0.2–20		3
Disc	7	12,000	14,300	0.1–10		½
	13	7,500	10,400	5–50		6
	24	4,000	5,500	20–200		7½
Nozzle discharge	10	10,000	14,200	10–40	0.1–1	20
	16	6,250	8,900	25–150	0.4–4	40
	27	4,200	6,750	40–400	1–11	125
	30	3,300	4,600	40–400	1–11	125
Scroll conveyor	6	8,000	5,500	To 20	0.03–0.25	5
	14	4,000	3,180	To 75	0.5–1.5	20
	18	3,500	3,130	To 100	1–3	50
	24	3,000	3,070	To 250	2.5–12	125
	30	2,700	3,105	To 350	3–15	200
	36	2,250	2,590	To 600	10–25	300
	44	1,600	1,600	To 700	10–25	400
Knife discharge	54	1,000	770	To 750	20–60	250
	20	1,800	920	†	1.0†	20
	36	1,200	740	†	4.1†	30
	68	900	780	†	20.5†	40

Dengan laju alir massa padatan sekitar 2,6 ton/jam dan laju alir volumetrik cairan 4,85 gpm, spesifikasi alat yang digunakan adalah :

Diameter bowl : 18 in : 0,4572 m

Kecepatan rotasi : 3500 rpm

Gaya sentrifugal max. (G): 3130 \times gravitasi

Laju alir maksimal : untuk padatan : 3 ton/jam

: untuk cairan : 100 gal/menit

Ukuran motor : 50 hp

3. Kecepatan Putar Aktual Centrifuge

With the speed of the centrifuge Ω in r/min and D the diameter of the bowl,

$$\frac{G}{g} = 0.000559\Omega^2 D, D(m) \quad (18-82)$$

Dari (Perry, 2008. Hal. 18-115) digunakan persamaan 18.82 untuk menghitung kecepatan putar centrifuge :

$$\frac{G}{g} = 0,000559 \cdot \Omega^2 \cdot D_B$$

Dengan :

Ω = Kecepatan putar, rpm

G = *Centrifugal acceleration.*

Dari tabel 18.12 Perry diatas, nilai G maksimal adalah 3130g. Berdasarkan pada halaman yang sama, dikatakan bahwa semakin besar nilai G akan semakin effektif pemisahan antara dua fasa yang memiliki perbedaan densitas yang kecil. Karenanya digunakan nilai G maksimal 3130g.

g = Percepatan gravitasi = 9,81 m/s²

D_B = Diameter bowl = 0,4572 m

$$\text{Maka } \Omega = \sqrt{\frac{3130g}{g \cdot 0,000559 \cdot 0,4572}} \text{ rpm}$$

Ω = 3406,3796 rpm

= 56,7730 rps

4. Menghitung panjang Bowl (L)

Dari (Perry, 2008. Hal. 18-124) panjang bowl diketahui sekitar 1 hingga 4 kali dari diameter bowl (D_B). Diambil panjang bowl = 2 x D_B .

Panjang Bowl (L) = 2 x 0,4572 m

= 0,9144 m

Distandardkan menjadi ≈ 1 m

5. Ketebalan Lapisan Cake di Permukaan Alat, Kecepatan Terminal Partikel pada Saat Pengendapan dan Luas Permukaan untuk Proses Pengendapan

a) Ketebalan Cake

Perry's Chemical. 2008. Ed.8 . Hal. 18-115. Persamaan 18.84 :

$$\delta = \sqrt{\frac{\mu / \rho}{\Omega}}$$

Dengan :

$$\rho = \text{Densitas cairan} = 1472,8458 \text{ kg/m}^3$$

$$\Omega = \text{Kecepatan putar} = 56,7730 \text{ rps}$$

$$\mu = \text{Viskositas cairan}$$

Dari Yaws, Chemical Properties :

Komponen	A	B	C	D
Na ₂ CO _{3(aq)}	-0,7227	1,51E+03		
H ₃ PO _{4(aq)}	-167,2213	2,03E+04	4,76E-01	-4,57E-04
H ₂ O _(aq)	-11,6225	1,95E+03	2,16E-02	-1,60E-05
Na ₂ HPO _{4(aq)}	-1,19105	434,8		

$$\log_{10} \mu_{\text{liq}} = A + B/T + C.T + T^2$$

$$T = 75^\circ\text{C} = 348\text{K}$$

$$\ln \mu_{\text{liq mix}} = \sum (\ln \mu_{\text{liq}} \cdot x_i) \quad (\text{Perry's, 2008. Hal. 2-506})$$

Komponen	$\mu_{\text{liq}} (\text{cP})$	$\ln \mu$	x_i	$x_i \cdot \ln \mu$
Na ₂ CO _{3(aq)}	3,1470	1,1464	0,3450	0,3955
H ₃ PO _{4(aq)}	33,5209	3,5122	0,0347	0,1219

H ₂ O _(aq)	0,3738	-0,9839	0,5952	-0,5856
Na ₂ HPO _{4(aq)}	1,1439	0,1344	0,0251	0,0034
Total			1,0000	-0,0648

$$\ln \mu_{\text{liq mix}} = -0,0648$$

$$\mu_{\text{liq mix}} = 0,9372 \text{ cP}$$

$$= 0,9372 \times 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\delta = \sqrt{\frac{0,9372 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2 / 1472,8458 \text{ kg/m}^3}{56,7730 \text{ rps}}}$$

$$= 0,00335 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$= 3,3350 \text{ mm}$$

Nilai ketebalan lapisan cake ini sangat tipis. Lapisan yang tipis ini akan membantu dalam transfer momentum sudut antara permukaan berputar (scroll conveyor) dengan fluida selama proses berlangsung.(Perry's, 2008)

b) Kecepatan Terminal Partikel pada Saat Pengendapan

Coulson. Chemical Eng. Vol.6. Hal. 418. Persamaan 10.2 :

$$u_g = \frac{1}{18 \cdot \mu} g \cdot (\rho_s - \rho_L) \cdot d^2$$

Dengan :

$$u_g = \text{Kecepatan terminal dari partikel padatan saat mengendap, m}^3/\text{s}$$

$$g = \text{Percepatan gravitasi} = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$\rho_s = \text{Densitas padatan} = 2377,8151 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = \text{Densitas cairan} = 1472,8458 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_s - \rho_L = 904,9693 \text{ kg/m}^3$$

$$d_s = \text{Diameter partikel padatan} = 595 \mu\text{m} = 5,95 \times 10^{-4} \text{ m}$$

Nilai u_g dapat dihitung:

$$u_g = \frac{1}{18,0,93 \cdot 10^{-3} \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2}} \frac{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot (904,9693) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot (5,95 \cdot 10^{-4} \text{ m})^2}{}$$

$$= 0,1862 \text{ m/s}$$

c) Luas Permukaan untuk Proses Pengendapan

Pada literatur dan halaman yang sama (Coulson. Chemical Eng.), luas permukaan dihitung didekati dengan persamaan yang dikenal dengan *Sigma Theory* :

$$\Sigma = \frac{Q}{2 \cdot u_g \cdot \text{eff}}$$

Dengan :

Σ = *Sigma factor* (menyatakan luas permukaan yang dibutuhkan)

Q = Laju alir volumetrik umpan cair

$$= Qv \times (1 - \% \text{solid})$$

$$= 2,1097 \text{ m}^3/\text{jam} \times (1 - 0,5878)$$

$$= 0,8695 \text{ m}^3/\text{jam}$$

u_g = Kecepatan terminal pengendapan padatan = 0,1862 m/s

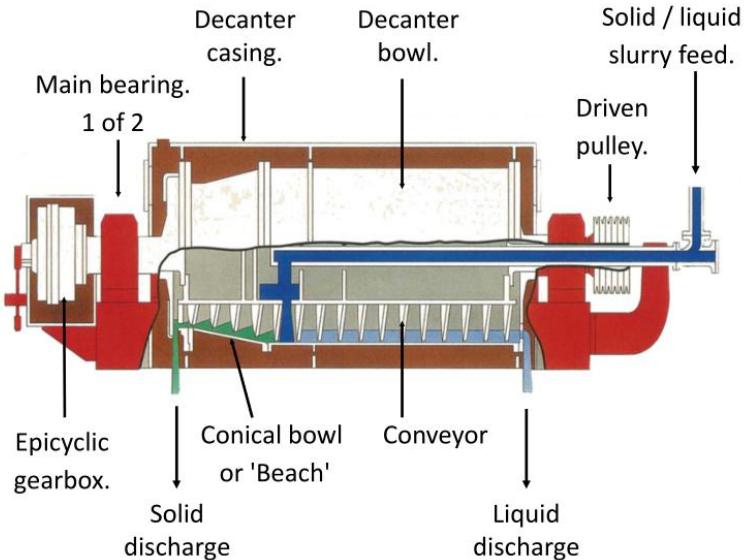
eff = Efisiensi alat. Diketahui dari literatur (Perry, 2008) = 80%

$$\Sigma = \frac{0,8695 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}}{2 \cdot 0,1862 \text{ m/s} \cdot 80\%}$$

$$= 0,00081 \text{ m}^2$$

6. Dimensi Alat dan *Residence Time Centrifuge*

Gambaran Alat :



<http://www.broadbent.co.uk>

Berdasarkan perhitungan sebelumnya didapatkan data berikut :

- Laju alir volumetrik umpan = $2,1097 \text{ m}^3/\text{jam}$

- Diameter bowl (D_b) = $0,4572 \text{ m}$

- Diameter Cone (D_c) (Diameter Beach Zone)

Dari gambar terlihat $D_b > D_c$, ditetapkan $D_c = 80\%$

$$D_c = 0,3657 \text{ m}$$

$$\text{- Panjang Bowl (L)} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Panjang Bowl} = \text{Panjang sisi silinder} (L_s) + \text{sisi cone} (L_c)$$

$$\text{Ditetapkan } L_s = \frac{3}{4} \cdot L = \frac{3}{4} \cdot 1 \text{ m} = 0,75 \text{ m}$$

$$\text{Maka } L_c = 0,25 \text{ m}$$

- Volume Centrifuge (V) = Volume sisi silinder (V_s) + sisi cone (V_c)

$$V_s = \frac{1}{4}\pi \cdot D_s^2 \cdot L_s$$

$$= \frac{1}{4}\pi \cdot (0,4572m)^2 \cdot 0,75m$$

$$= 0,1231 \text{ m}^3$$

$$V_p = \frac{1}{3}\pi \cdot r_p^2 \cdot L_c$$

$$= \frac{1}{3}\pi \cdot (0,3657m/2)^2 \cdot 0,25m$$

$$= 0,0027 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Centrifuge (V)} = (0,1231 + 0,0027) \text{ m}^3$$

$$= 0,1259 \text{ m}^3$$

- Residence Time = V / Laju Alir Volumetrik Umpang

$$= 0,1259 \text{ m}^3 / 2,1097 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} / 60 \text{ mnt}$$

$$= 3,5793 \text{ menit}$$

KESIMPULAN
PERANCANGAN CENTRIFUGE
(CF-01)

Tugas : Memisahkan kristal $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ dari mother liquor umpan

: Centrifuge

Jenis alat : Continous Decanter Centrifuge

Bahan Kontruksi : Stainless steel SA-316

Kondisi operasi :

P : 1 atm

T : 75 °C

Diameter *bowl* : 0,4572 m

Panjang *bowl* : 1 m

Kecepatan putar : 3406,3796 rpm

Residence time : 3,5 menit

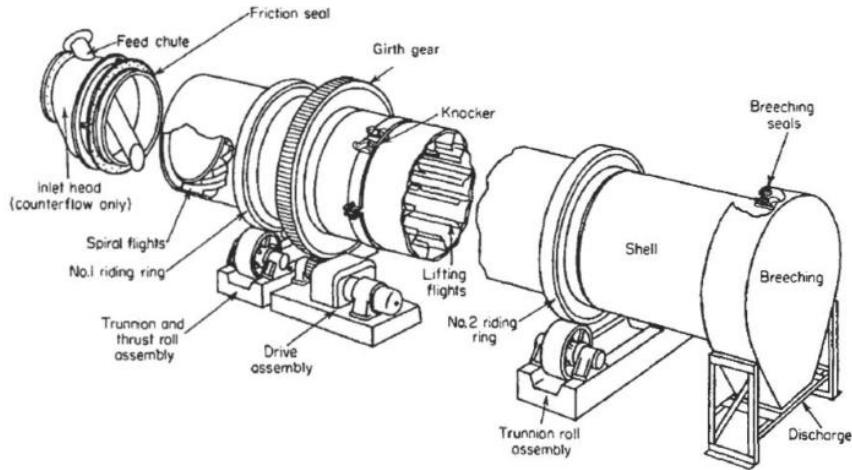
Gaya sentrifugal : $3130 \times$ gravitasi

Daya motor : 50 HP

Jumlah : 1 unit

PERANCANGAN ROTARY DRYER

(RD-01)



Tugas : Mengeringkan padatan Disodium Phosphate Dihydrate hingga
 : memenuhi kualitas standar pasar.

Jenis : *Direct Contact - Counter Current Rotary Dryer*

1. Neraca Massa Rotary Dryer

a) Umpam Masuk

Komponen	BM	Laju Alir Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa	Laju Alir Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol
Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O	178	2500,0000	94,93%	14,0449	0,6567
H ₂ O	18	131,5789	5,00%	7,3099	0,3418
NaCl	58	1,8662	0,07%	0,0322	0,0015
Fe	56	0,0056	0,00%	0,0001	4,67E-06

Na ₂ SO ₄	142	0,0560	0,00%	0,0004	1,84E-05
As	75	0,0012	0,00%	1,61E-05	7,53E-07
Pb	207	0,0072	0,00%	3,50E-05	1,64E-06
Total		2633,5152	100,00%	21,3876	1,0000

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir padatan} &= \text{Laju umpan} - \text{Jumlah H}_2\text{O terikut} \\
 &= (2633,5152 - 131,5789)\text{kg/jam} \\
 &= 2501,9363 \text{ kg/jam} = 5511,6544 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

b) Komposisi Produk Keluaran Rotary Dryer

Mengikut spesifikasi pasar, kemurnian produk keluaran rotary dryer adalah tidak kurang dari 99%. Sehingga komposisi keluaran rotary dryer adalah :

Komponen	BM	Laju Alir Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa
Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O	178	2500,0000	99,00%
H ₂ O	18	23,3163	0,92%
NaCl	58	1,8662	0,07%
Fe	56	0,0056	0,00%
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	0,00%
As	75	0,0012	0,00%
Pb	207	0,0072	0,00%
Total		2525,2525	100,00%

c) Jumlah Air yang Menguap (m_w)

$$\begin{aligned}m_w &= \text{kandungan air pada umpan} - \text{kandungan air dalam produk} \\&= 131,5789 \text{ kg/jam} - 23,3163 \text{ kg/jam} \\&= 108,2627 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

2. Pertimbangan Pemilihan Alat

Rotary dryer dipilih dengan mempertimbangkan sifat fisik umpan yang berupa kristal basah (partikel). Selain itu RD juga cocok dalam proses operasi dengan kapasitas besar (2,5 ton/jam) dan kelangsungan produksi yang kontinyu. Penggunaan RD juga memberikan keuntungan dalam hal penghalusan granula padatan akibat perguliran bahan didalam alat saat beroperasi. Selain itu RD juga dilengkapi *flight* (pengait) pada permukaan alatnya, sehingga dapat memaksimalkan proses perpindahan panas antara bahan dengan udara pengering.

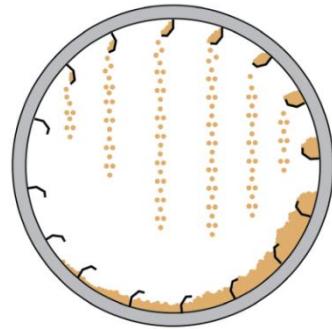


Diagram: The diagram above illustrates how flights create the curtain in a rotary dryer to maximize heat transfer.

Adapun bahan material untuk *rotary dryer* yang digunakan adalah *Stainless Steel SA-167 grade C* yang memiliki ketahanan terhadap bahan korosif sehingga dapat digunakan untuk pemakaian dalam waktu yang lama.

3. Kondisi Operasi RD

a) Kondisi Gas (Udara) Masuk

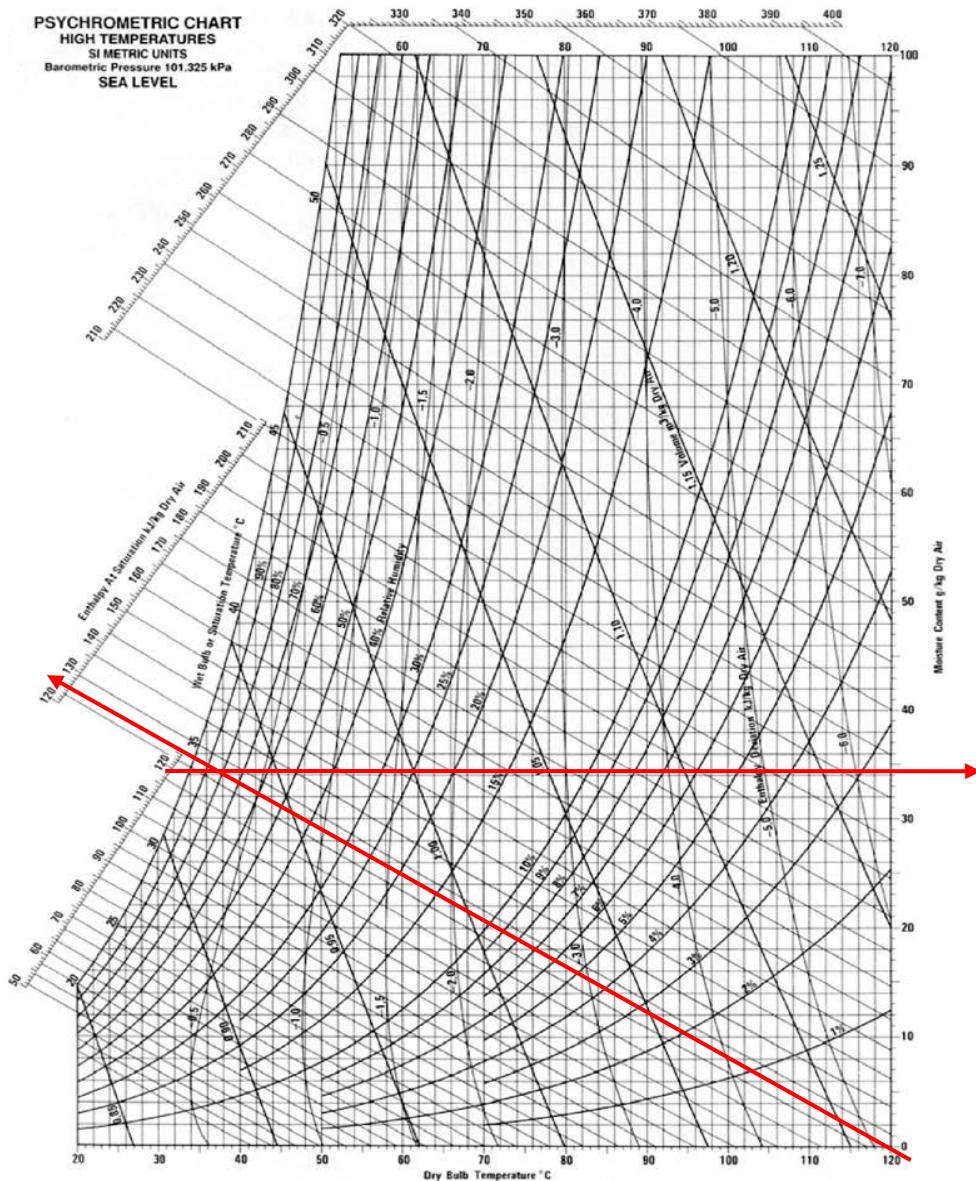
i. Temperatur Gas Masuk (T_{G1})

Mc. Cabe. 1993. Unit Operation. Hal. 795. Temperatur gas inlet biasanya sekitar 120°C - 175°C . Digunakan $T_{G1} = 120^{\circ}\text{C}$.

ii. *Relative Humidity (RH)*

Diasumsikan rata-rata RH Indonesia = 80%.

iii. Grafik psikometri (Perry's Chemical. Ed.8. Hal. 12-7)



Didapatkan data berikut :

$$T_w = 34,2^\circ\text{C}$$

$$Y_w = 34 \text{ g water vapor / kg dry air}$$

- b) Menentukan suhu udara keluar (T_{G2})

Persamaan 24.8 Mc Cabe. Unit Operation. Hal. 773 :

$$NTU = \ln \frac{(T_{G1} - T_w)}{(T_{G2} - T_w)}$$

Dari literatur yang sama pada hal. 796, diketahui rentang nilai NTU 1,5 - 2,5 (diasumsikan nilai NTU = 1,5). Nilai T_{G2} dapat dihitung :

$$T_{G2} = T_w + \frac{(T_{G1} - T_w)}{e^{NTU}}$$

$$T_{G2} = 34,2^\circ C + \frac{(120 - 34,2)^\circ C}{e^{1,5}}$$

$$T_{G2} = 53,34^\circ C$$

- c) Suhu umpan padatan masuk (T_{S1}) = $40^\circ C$

- d) Menentukan suhu keluaran padatan (T_{S2})

Asumsi kenaikan suhu akibat proses pengeringan dengan udara panas sebesar $5^\circ C$, sehingga suhu keluaran padatan = $45^\circ C$.

Kesimpulan kondisi operasi :

	INPUT	OUTPUT
Suhu udara ($^\circ C$)	120	53,34
Suhu Padatan ($^\circ C$)	40	45
Suhu Bola Basah ($^\circ C$)		34,2

4. Menghitung Beban Panas Proses Penguapan

Mengikuti langkah perhitungan dari Carl. 2006. Handbook of Industrial Drying Hal. 190. Neraca panas overall yang terjadi selama proses adalah sebagai berikut :

$$Q = (1 + \alpha)(Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5)$$

Dengan α merupakan faktor yang menyatakan panas yang hilang akibat konduksi antara permukaan luar dan udara luar, serta juga karena radiasi. Dipercirakan besarnya sekitar 7,5-10% Q hitung.

- Q_1 : Panas untuk penguapan air yang meninggalkan umpan

$$Q_1 = M_w \times \Delta H_{vw}$$

$$M_w = \text{Jumlah air teruap} = 108,2627 \text{ kg/jam} = 6,0146 \text{ kmol/jam}$$

ΔH_{vw} atau panas penguapan saat wet temperatur dihitung dengan persamaan dari yaws, 1999 :

$$\Delta H_{vw} = A \cdot \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Diketahui dari Yaws :

$$T_c = \text{temperatur kritis air} = 647,13 \text{ K}$$

$$a = 52,053$$

$$n = 0,321$$

$$T_w = 34,2^\circ\text{C} = 307,2\text{K}$$

$$\Delta H_{vw} = 52,053 \cdot \left(1 - \frac{307,2K}{647,13K}\right)^{0,321}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{vw} &= 42,3344 \text{ kJ/mol} = 42334,4 \text{ kJ/kmol} / 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 2351,9117 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$Q_1 = 108,2627 \text{ kg/jam} \times 2351,9117 \text{ kJ/kg}$$

$$= 254624,1973 \text{ kJ/jam}$$

- Q_2 : Panas untuk menaikkan suhu uap dari T_w menuju T_{G2}

$$Q_2 = M_w \cdot C_{pv} \cdot dT$$

$$C_{pv} = \text{Kapasitas panas uap air}$$

Dari Yaws :

$$C_p \cdot dT = AT + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{3}T^3 + \frac{D}{4}T^4 \Big|_{T_w}^{T_{G2}}$$

$$T_{G2} = 53,34^\circ\text{C} = 326,34 \text{ K}$$

$$T_w = 34,20^\circ\text{K} = 307,2 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	3,00E-05	-1,78E-08

Komponen	BM	Massa (F)		C_{pv} . dT	Q₂
		(kg/jam)	(kmol/jam)	kJ/kmol	kJ/jam
H ₂ O	18	108,2627	6,0146	645,3704	3881,6396
Total		108,2627	6,0146		3881,6396

- Q_3 : Panas untuk memanaskan air yang akan menguap.

Mulai dari pada saat temperatur awal padatan masuk *dryer* (T_{S1}) hingga menuju temperatur bola basah (T_w).

$$Q_3 = M_w \cdot C_{pv} \cdot dT$$

Temperatur umpan padatan masuk semula (40°C) sudah lebih tinggi daripada temperatur bola basah ($34,2^{\circ}\text{C}$) ; ($T_{S1} > T_w$), sehingga tidak perlu adanya proses pemanasan lagi ($Q_3 = 0$)

- Q_4 : Panas untuk memanaskan umpan padatan kering dari $T_{S1} \rightarrow T_{S2}$

$$Q_4 = F \cdot C_{ps} \cdot dT$$

Dari Yaws :

$$C_p \cdot dT = AT + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{3}T^3 \Big|_{T_{S1}}^{T_{S2}}$$

$$T_{S1} = 40^{\circ}\text{C} = 313\text{K}$$

$$T_{S2} = 45^{\circ}\text{C} = 318\text{K}$$

Komponen	A	B	C
NaCl	41,2930	0,0336	-1,4E-05
Fe	26,7480	-0,0153	3,8E-05
Na ₂ SO ₄	12,2020	0,5814	-6,1E-04
As	16,1860	0,0399	-3,7E-05
Pb	23,1670	0,0116	-2,0E-06
Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O	48,3900	0,2200	-6,1E-05

Komponen	BM	Massa (F)		fCp . dT	Q_4
		(kg/jam)	(kmol/jam)	kJ/kmol	kJ/jam
Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O	178	2500,0000	14,0449	558,5560	7844,8873

NaCl	58	1,8662	0,0322	252,5484	8,1260
Fe	56	0,0056	0,0001	128,6573	0,0129
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	0,0004	676,2798	0,2666
As	75	0,0012	0,0000	125,1824	0,0020
Pb	207	0,0072	0,0000	133,0763	0,0047
Total		2501,9362	14,0777		7853,2994

- Q₅ : Panas untuk memanaskan air yang tersisa bersama produk (T_{S1} → T_{S2})

$$Q_4 = F \cdot C_{ps} \cdot dT$$

Dari Yaws :

$$Cp \cdot dT = AT + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{3}T^3 \Big|_{T_{S1}}^{T_{S2}}$$

$$T_{S1} = 40^\circ\text{C} = 313\text{K}$$

$$T_{S2} = 45^\circ\text{C} = 318\text{K}$$

Komponen	A	B	C
H ₂ O	41,2930	0,0336	-1,4E-05

Komponen	BM	Massa (F)		ʃCp . dT	Q ₄
		(kg/jam)	(kmol/jam)		
H ₂ O	18	23,3163	1,2953	376,1719	487,2741
Total		23,3163	1,2953		487,2741

$$Q = (1 + \alpha)(Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5)$$

$$Q = (1+\alpha)(254624,1973 + 3881,6396 + 0 + 7853,2994 + 487,2741) \text{ kJ/jam}$$

Dengan asumsi nilai $\alpha = 10\%$.

$$Q = (1 + 0,1) \cdot (269473,7702) \text{ kJ/jam}$$

$$= 296421,1472 \text{ kJ/jam}$$

$$= 280953,0025 \text{ btu/jam}$$

5. Menghitung Laju Alir Massa Udara Panas yang Akan Digunakan (G)

Dari literatur yang sama (Carl. 2006) persamaan 7.82. Hal. 190 :

$$G = \frac{Q}{Cp_{udara} \cdot (T_1 - T_2)}$$

$$G = \frac{296421,1472 \text{ kJ / jam}}{1,006 \text{ kJ / kgK} \cdot (393 - 326,34) \text{ K}}$$

$$G = 4420,5433 \text{ kg/jam}$$

6. Humiditas Udara Keluar *Rotary Dryer* (Y_2)

Dari literatur yang sama (Carl. 2006) persamaan 7.84. Hal. 190 :

$$Y_2 = Y_1 + \frac{m_w}{G}$$

Dengan :

$$Y_1 = \text{Humiditas udara masuk RD} = 34 \text{ g}_{\text{water vapor}} / \text{kg}_{\text{dry air}}$$

$$m_w = \text{Jumlah uap air yang menguap} = 108,2627 \text{ kg/jam}$$

$$G = \text{Laju alir massa udara panas} = 4420,5433 \text{ kg/jam}$$

$$Y_2 = 0,034 \frac{\text{kg}_{\text{watervapor}}}{\text{kg}_{\text{dryair}}} + \frac{108,2627 \frac{\text{kg}_{\text{watervapor}}}{\text{jam}}}{4420,5433 \frac{\text{kg}_{\text{dryair}}}{\text{jam}}}$$

$$Y_2 = 0,0585 \text{ kg}_{\text{water vapor}} / \text{kg}_{\text{dry air}}$$

7. Perancangan Dimensi

a) Diameter

Dari literatur yang sama (Carl. 2006) persamaan 7.83. Hal. 190 :

$$D = \sqrt{\frac{4G}{3600 \cdot \pi \cdot j \cdot u}}$$

Dengan :

j = persentase area yang dilalui udara (sekitar : 85%)

u = *air mass velocity*

Dari Mc. Cabe. 1993. Unit Operation. Hal. 795. Nilai u yang diizinkan untuk *Direct-Contact RD* sekitar 2000-25000 kg/m²h (400-5000 lb/ft²h).

Diasumsikan nilai $u = 5000 \text{ kg/m}^2\text{h} = 1,3889 \text{ kg/m}^2\text{s}$

Dengan demikian :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 4420,5433 \text{ kg/jam}}{3600 \frac{\text{dtk}}{\text{jam}} \cdot \pi \cdot 0,85 \cdot 1,3889 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{dtk}}}}$$

$$D = 1,1511 \text{ m}$$

Nilai D sesuai kriteria dimana umumnya sekitar 1-3 m (Mc. Cabe, 1993)

b) Panjang *Rotary Dryer*

Menggunakan persamaan 24.29. Dari Mc. Cabe. 1993. Unit Operation. Hal. 799,
panjang *Rotary Dryer* :

$$L = \frac{q_t}{0,125 \cdot \pi \cdot D \cdot G^{0,67} \cdot \Delta T_{lmtd}}$$

Dengan :

$$q_t = \text{beban panas RD} = 280953,0025 \text{ Btu/jam}$$

$$D = \text{Diameter RD} = 1,1511 \text{ m} = 3,7765 \text{ ft}$$

$$G = \text{air mass velocity} = 5000 \text{ kg/m}^2\text{h} = 1024,0800 \text{ lb/ft}^2\text{h}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \text{average temperature difference}$$

Persamaan 24.7. Mc. Cabe Unit Operation hal. 773 :

$$\overline{\Delta T} = \Delta T_{LMTD} = \frac{(T_{hb} - T_{wb}) - (T_{ha} - T_{wa})}{\ln[(T_{hb} - T_{wb})/(T_{ha} - T_{wa})]}$$

Dari halaman yang sama, untuk sistem air-udara, nilai $T_{wa} = T_{wb} = T_w$.

Dengan :

$$T_{hb} = \text{Temperatur media pemanas (udara) masuk} = 120^\circ\text{C}$$

$$T_{ha} = \text{Temperatur media pemanas (udara) keluar} = 53,34^\circ\text{C}$$

$$T_w = \text{Temperatur bola-basah} = 34,2^\circ\text{C}$$

Dengan mensubtitusikan nilai temperatur kedalam persamaan didapat :

$$\overline{\Delta T} = \Delta T_{LMTD} = 15,87^\circ\text{C} = 60,57^\circ\text{F}$$

Dengan demikian panjang *Rotary Dryer* :

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{q_t}{0,125 \cdot \pi \cdot D \cdot G^{0,67} \cdot \Delta T} \\
 &= \frac{280953,0025 \text{ btu/jam}}{0,125 \cdot \pi \cdot 3,7765 \text{ ft} \cdot (1024,08 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam})^{0,67} \cdot 60,57^\circ \text{ F}} \\
 &= 30,0968 \text{ ft} \\
 &= 9,1735 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c) Ratio perbandingan panjang dan diameter *Rotary Dryer*

$$L/D = 9,1735 \text{ m} / 1,1511 \text{ m} = 7,9694$$

Perry's Chemical. Ed.7. Hal.12-54 :

Ratio perbandingan panjang dan diameter (L/D) *Rotary Dryer* bernilai antara 4 sampai 10. Dengan demikian dimensi perancangan *rotary dryer* memenuhi syarat.

d) Volume *Rotary Dryer*

Menggunakan persamaan 24.28 dan 24.29 dari Mc.Cabe. 1993. Unit Operation. Hal. 796 :

$$U_a = \frac{0,5 \cdot G^{0,67}}{D}$$

Dengan :

U_a = Koefisien transfer panas volumetrik, $\text{Btu}/\text{ft}^3 \cdot \text{h} \cdot {}^\circ\text{F}$

G = Laju alir massa gas = $1024,08 \text{ lb}/\text{ft}^2 \text{ h}$

D = Diameter *Rotary Dryer* = 1,1511 m = 3,7765 ft

Didapat nilai U_a = 14,6239 Btu/ft³.h.^oF

$$V = \frac{q_t}{U_a \cdot \overline{\Delta T}_{LMTD}}$$

q_t = Laju alir transfer panas = 280953,0025 btu/jam

ΔT_{LMTD} = average temperature difference = 60,57^oF

$$V = \frac{280953,0025 \text{ btu/h}}{14,6239 \text{ btu/ft}^3 \cdot \text{h.}^{\circ}\text{F} \cdot 60,57^{\circ}\text{F}}$$

$$V = 336,9595 \text{ ft}^3$$

$$V = 9,5416 \text{ m}^3$$

8. Waktu tinggal umpan (lama waktu pengeringan) (t_c)

Menggunakan persamaan 24.21 dari Mc.Cabe. 1993. Unit Operation. Hal. 787 :

$$t_c = \frac{m_s \cdot (X_1 - X_2)}{A \cdot R_c}$$

Dengan :

$$m_s = \text{jumlah massa padatan pada umpan} = 5225,6897 \text{ lb}$$

$$X_1 = \text{Kandungan air pada umpan RD} = 5\%$$

$$X_2 = \text{Kandungan air tersisa pada produk RD} = 0,92\%$$

$$A = \text{Luas penampang area RD}$$

= Laju alir udara / laju alir massa udara

$$= 4420,5433 \text{ kg/jam} / 5000 \text{ kg/m}^2 \text{ jam}$$

$$= 0,9057 \text{ m}^2 = 9,7495 \text{ ft}^2$$

$$R_c = \text{konstanta } drying = \frac{m_v}{A} = \frac{238,6780 \text{ lb/jam}}{9,7495 \text{ ft}^2} = 24,4809 \text{ lb/ft}^2\text{h}$$

m_v : laju alir massa penguapan air.

Sehingga lama waktu *drying* :

$$t_c = \frac{5225,6897 \text{ lb.(0,05 - 0,0092)}}{9,7495 \text{ ft}^2 \cdot 24,4809 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}} = 0,8917 \text{ jam} = 53,50 \text{ menit}$$

9. Rotational Speed (n)

$$n = \frac{v}{\pi \cdot D}$$

Dengan v = kecepatan periperal, D = Diameter RD.

Berdasar Mc. Cabe, 1993. Unit Operation. Hal. 796, kecepatan periperal (v) *Rotary Dryer*, sekitar 20-25 m/min.

Diambil nilai $v = 20$ m/min, sehingga :

$$n = \frac{20 \text{ m/min}}{3,14 \cdot 1,1511 \text{ m}} = 5,5334 \text{ rpm}$$

10. Kebutuhan Energi (Power) untuk Operasi RD (P)

Menggunakan persamaan 9.19. Walas, Hal. 254 :

$$P = 5 + 0,11 \cdot D \cdot L$$

Dengan D dan L dalam ft.

$$P = 5 + 0,11 \cdot 3,7765 \text{ ft} \cdot 30,0963 \text{ ft}$$

$$P = 17,5 \text{ Hp}$$

Asumsi efisiensi motor 80%, motor yang digunakan = $17,5 \text{ Hp} / 0,8 = 23,34 \text{ Hp}$

Diambil motor standar NEMA 25 Hp.

11. Kemiringan / *Slope Rotary Dryer* (α)

Walas, 1988. Chemical Process Eq. Selection. Hal. 247. Sudut kemiringan alat dapat di desain antara 20° atau 40° . Dipilih sudut kemiringan 20° .

12. Jumlah Flight

Diketahui dari Carl. 2006. Handbook of Industrial Drying hal. 183, jumlah flight yang biasa terpasang pada komersial RD adalah = $2,4D - 3D$

Diambil $2,75D$. Jumlah flight yang dipasang per cycle (f)

$$f = 2,5 \cdot 3,7765 \text{ ft} = 9,4413 = 10 \text{ buah}$$

KESIMPULAN PERANCANGAN ROTARY DRYER

(RD-01)

Tugas : Mengeringkan kristal disodium fosfat dihydrate hingga : memenuhi standar spesifikasi pasar.

Jenis alat : *Direct-Contact Rotary Dryer* dengan aliran *counter-current*

Material : Stainless Steel SA-167 grade C

Kondisi Operasi : $P = 1 \text{ atm}$ dan $T_{\text{udara}} = 120^\circ\text{C}$

Diameter : 1,1511 m

Panjang : 9,1735 m

Kecepatan putar : 5,53 rpm

Lama *Drying* : 53,50 menit

Jumlah *flight* : 10 / circle

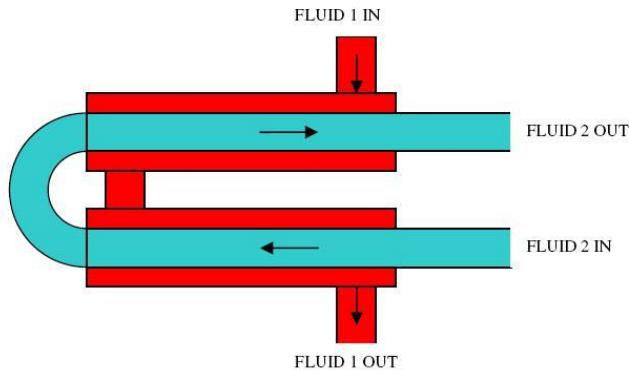
Kemiringan : 20°

Power : 25 hp

Jumlah : 1 unit

HEATER-01

(H-01)



(Gambaran Aliran Fluida pada Heater)

Tugas : Memanaskan umpan $H_3PO_{4(l)}$ masuk RE-01 dari suhu masuk $30^\circ C$ hingga : $95^\circ C$ dengan media pemanas *saturated steam* pada suhu $171^\circ C$.

Jenis : Double Pipe Heat Exchanger

1. Kondisi umpan masuk (*cold fluid*) :

$$T_{c(in)} = 30^\circ C$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Laju Alir Massa (kg/jam)	Laju Alir Mol (kmol/jam)
H_3PO_4	98	1725,3521	17,6056
H_2O	18	575,0848	31,9492

As	75	1,21E-03	1,61E-05
F	19	0,0241	1,27E-03
Pb	207	0,0072	3,50E-05
Total		2300,4695	49,5561

2. Menghitung beban panas Heater-01

a) Data kapasitas panas :

Dari yaws, Chemical Properties 1999

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

$$C_p = \text{kJ/mol} ; T = \text{K}$$

Komponen	A	B	C	D
H ₃ PO ₄	8,90E-01	5,34E-04	-7,43E-07	2,12E-06
H ₂ O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
As	1,62E+01	3,99E-02	-3,74E-05	
F	8,38E+01	-7,85E-02	5,23E-03	4,66E-06
Pb	2,32E+01	1,16E-02	-2,05E-06	

b) Panas umpan saat masuk HE (Q₁)

$$\text{Suhu masuk, } T_{c_{in}} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference, } T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$Q_1 = \sum n_{i(input)} \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{input}} C_p_i \cdot dT$$

$$\int_{T_{ref}}^{T_{input}} C_p_i \cdot dT = A_i \cdot T + \frac{B_i}{2} \cdot T^2 + \frac{C_i}{3} \cdot T^3 + \frac{D_i}{4} \cdot T^4 \Big|_{T_{ref}}^{T_{input}}$$

Komponen	Laju (kmol/jam)	$\int C_p_i \cdot dT$ (kJ/kmol)	Q_1 (kJ/jam)
H ₃ PO ₄	17,6056	292,6170	5151,7084
H ₂ O	31,9492	377,5028	12060,8952
As	0,0000	123,9224	0,0020
F	0,0013	3295,3286	4,1872
Pb	0,0000	132,3028	0,0046
Total	49,5561		17216,7975

c) Panas umpan keluar HE (Q₂)

Suhu keluar, T_{c_{out}} = 95°C = 368 K

Suhu reference, T_{ref} = 25°C = 298 K

$$Q_2 = \sum n_{i(output)} \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{output}} C_p_i \cdot dT$$

$$\int_{T_{ref}}^{T_{output}} C_p_i \cdot dT = A_i \cdot T + \frac{B_i}{2} \cdot T^2 + \frac{C_i}{3} \cdot T^3 + \frac{D_i}{4} \cdot T^4 \Big|_{T_{ref}}^{T_{output}}$$

Komponen	Laju (kmol/jam)	$\int C_{pi} dT$ (kJ/kmol)	Q_2 (kJ/jam)
H ₃ PO ₄	17,6056	5610,2104	98771,3095
H ₂ O	31,9492	5265,6570	168233,2871
As	0,0000	1770,5772	0,0285
F	0,0013	56970,4057	72,3899
Pb	0,0000	1875,5632	0,0656
Total	49,5561		267077,0807

Neraca panas yang terjadi di HE :

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$Q_1 + Q_H = Q_2 ; Q_H = \text{Panas yang dibawa media pemanas}$$

$$Q_H = (267077,0807 - 17216,7975) \text{ kj/jam}$$

$$= 249860,2832 \text{ kj/jam}$$

$$= 236821,8240 \text{ btu/jam}$$

3. Menghitung jumlah media pemanas (*saturated steam*)

a) Media

Digunakan media pemanas steam jenuh (*saturated steam*) yang mana memiliki kapasitas panas yang besar sehingga transfer panas dapat berlangsung cepat.

b) Kondisi umpan masuk pemanas (*hot fluid*)

Kondisi umpan pemanas (steam) disamakan dengan kebutuhan steam pada unit operasi lainnya.

Mengikuti tabel 7. Dry Saturated Steam, Kern, Process heat transfer hal.817.

Digunakan steam dengan kondisi sebagai berikut :

$$T_{h_{in}} = 340^{\circ}\text{F} = 171,11^{\circ}\text{C}$$

$$T_{h_{out}} = 340^{\circ}\text{F} = 171,11^{\circ}\text{C}$$

$$P_{\text{steam}} = 118,01 \text{ psia} = 8,03 \text{ atm}$$

$$h_{fg} = 879 \text{ btu/lb}$$

c) Jumlah steam yang dibutuhkan

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_H}{h_{fg}} = 236821,8240 \text{ btu/jam} / 879 \text{ btu/lb}$$

$$= 269,4219 \text{ lb/jam}$$

$$= 122,2076 \text{ kg/jam}$$

4. Menentukan Jenis Unit Heat Exchanger yang Digunakan

Dilihat melalui kapasitas dan luas transfer panas permukaan (A) yang dibutuhkan.

$$A = \frac{Q_H}{U_d \cdot \Delta T_{lmtd}}$$

$$Q_h = 236821,8240 \text{ btu/jam}$$

U_d (koefisien perpindahan panas) dari tabel 8. Kern untuk media pemanas steam dan fluida dingin aqueous solution nilai $U_d = 200 - 700 \text{ btu/lb.ft}^2.\text{F}$

Diambil nilai $U_d = 280 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{F}$

Perbedaan suhu logaritmik rerata (ΔT_{lmtd})

$$\Delta T_{lmtd} = \frac{(T_{h(in)} - T_{c(out)}) - (T_{h(out)} - T_{c(in)})}{\ln(\frac{T_{h(in)} - T_{c(out)}}{T_{h(out)} - T_{c(in)}})}$$

Cold fluid = $T_{c\text{in}}$ = 30°C = 86°F

= $T_{c\text{out}}$ = 95°C = 203°F

Hot fluid = $T_{h\text{in}}$ = 340°F

= $T_{h\text{out}}$ = 340°F

Hasil kalkulasi, didapat nilai $\Delta T_{lmtd} = 189,5187^\circ\text{F}$

Dengan demikian hasil kalkulasi nilai $A = 4,4628 \text{ ft}^2$

Nilai $A < 200 \text{ ft}^2$, mengikuti pernyataan dari kern hal.103 heat-exchanger jenis double pipe lebih baik untuk digunakan karena nilai luas transfer permukaan yang diperlukan cukup kecil (kurang dari 200 ft^2).

5. Perancangan Heat-Exchanger Double Pipe

Mengikuti alur penyelesaian masalah pada literatur Kern, Process Heat Transfer, halaman 110-112, langkah perancangan HE adalah sebagai berikut :

a) Menetapkan laju alir massa umpan :

Cold fluid = Asam Fosfat = $6229,7805 \text{ kg/jam}$ = $13734,3263 \text{ lb/jam}$

Hot fluid = Steam = $122,2076 \text{ kg/jam}$ = $269,4219 \text{ lb/jam}$

b) Rute Fluida

Umpan asam fosfat sebagai cold fluid dilalui pada *inner pipe* sedangkan steam dilalui pada *annulus*.

Susunan standard dari HE *Double Pipes* mengikuti luas area yang tercantum dalam tabel 6.2 kern hal.110.

Table 6.2. *flow area and equivalent diameters in double pipe exchangers*

Exchanger, IPS	Flow area, in. ²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d_e	d'_e
2 × 1½	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1½	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Karena jumlah cold fluid > hot fluid dipilih susunan yang luas alir areanya sebanding ($A_{\text{pipe}} > A_{\text{annulus}}$) yaitu HE 2 x 1,25 IPS (*Iron Pipe Size*).

Mengikuti tabel 11. kern hal. 844 dengan kriteria susunan sekian didapat desain sementara HE :

	Annulus	Pipe
Nominal pipe size, IPS, in	2	1,25
OD, in	2,38	1,66
Schedule No.	40	40
ID, in	2,067	1,38
Flow area, per pipe, in ²	3,35	2,04
Surface per lin ft, ft ² /ft		
Outside	0,622	0,435
Inside	0,542	0,365
Weight per lin ft, lb steel	3,66	2,28

c) Perhitungan pada sisi *Inner Pipe (cold fluid)*

$$\begin{aligned} \text{Suhu rerata umpan dingin } (t_{\text{avg}}) &= 1/2 \cdot (30 + 95)^\circ\text{C} \\ &= 62,5^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\text{ID inner pipe } (D_i) = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area } (a_p) &= \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \\ &= 0,0103 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass velocity } (G_p) &= \text{laju alir massa umpan} / a_p \\ &= 13734,3263 \text{ lb/jam} / 0,0103 \text{ ft}^2 \\ &= 1322945,7220 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Viskositas, } 62,5^\circ\text{C} = 5,7869 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynold Number } (\text{Re}) &= \frac{D \cdot G_p}{\mu} \\ &= (0,115 \text{ ft} \cdot 1322945,7220 \text{ lb/jam.ft}^2) / (5,7869 \text{ lb/ft.jam}) \\ &= 26289,8819 \end{aligned}$$

Fig. 24, Kern. Hubungan antara Re vs j_H .

Penarikan garis pada grafik terhadap nilai Re. Didapatkan :

$$\text{Nilai } j_H = 98$$

$$\text{Menghitung } h_i = j_H \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Pada $t_{avg} = 62,5^\circ\text{C}$ didapat data berikut:

$$\text{Konduktivitas thermal, } k = 0,3906 \text{ btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Kapasitas panas, } c = 0,3973 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 5,7869 \text{ lb/ft.jam}$$

(*Data diolah dari Yaws, Chemical Properties)

$$\text{Didapatkan nilai } h_i = 601,0051 \text{ btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Nilai h_i dikoreksi terhadap permukaan diameter luar pipa :

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 601,0051 \times \frac{1,38}{1,66}$$

$$= 499,6307 \text{ btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

d) Perhitungan pada sisi *Annulus (cold fluid)*

$$\text{Suhu rerata (}T_{avg}\text{)} = 340 \text{ F}$$

$$\text{OD Annulus (}D_2\text{)} = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$\text{ID Annulus (}D_1\text{)} = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$\text{Flow area (}a_a\text{)} = \frac{\pi \cdot (D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,0076 \text{ ft}^2$$

$$\text{Equivalent Diameter (}D_e\text{)} = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,0561 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mass velocity } (G_a) &= \text{laju alir umpan} / a_a \\
 &= 269,4219 \text{ lb/jam} / 0,0561 \text{ ft}^2 \\
 &= 35507,0192 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Viskositas, } 340^\circ\text{F} = 0,0364 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Reynold Number (Re)} &= \frac{D_e \cdot G_a}{\mu} \\
 &= (0,0561 \text{ ft} \cdot 35507,0192 \text{ lb/jam.ft}^2) / (0,0364 \\
 &\quad \text{lb/ft.jam}) \\
 &= 54707,2621
 \end{aligned}$$

Diketahui dari Kern. Chemical Properties, hal. 164 :

Untuk media panas berupa steam, $h_o = 1500 \text{ btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$

e) Clean Overall Coefficient, U_c

$$\begin{aligned}
 \frac{1}{U_D} &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{499,6307 \cdot 1500}{499,6307 + 1500} \\
 &= 374,7922 \text{ btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

f) Design Overall Coefficient, U_D

$$U_D = \frac{1}{U_c} + R_d = \frac{1}{374,7922} + R_d$$

$R_d \text{ min}$ (*Fouling Factor*) untuk pemanasan liquid dan steam = 0,001 dan 0,0005. Sehingga $R_d \text{ min}$ total = 0,0015.

$$U_D = 239,9148 \text{ btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

g) Luas Permukaan yang Dibutuhkan :

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T_{lmtd}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{236821,8240 \text{ btu/jam}}{239,9148 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot 189,5187^\circ\text{F}}$$

$$A = 5,2084 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11. Kern. Untuk pipa 1 1/4 in. Terdapat 0,435ft² luas luaran permukaan per panjang ft.

$$\text{Sehingga panjang yang diperlukan} = \frac{5,2084}{0,435} = 11,97 \text{ ft}$$

Digunakan panjang standar pipa 15 ft (Kern. Hal. 103).

h) Luas Permukaan Sebenarnya (A_{act})

$$A_{act} = 15 \text{ ft} \cdot 0,435 \text{ ft}^2 / \text{ft} = 6,525 \text{ ft}^3$$

$$\text{Nilai } U_D \text{ aktual} = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = \frac{236821,8240 \text{ btu/jam}}{6,525 \text{ ft}^2 \cdot 189,5187^\circ\text{F}}$$

$$= 191,5089$$

$$Rd_{actual HE} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} = \frac{374,7922 - 191,5089}{374,7922 \cdot 191,5089} = 0,0025$$

Nilai $Rd_{actual} > Rd_{minimum}$ yang artinya desain HE dapat digunakan.

6. Pressure Drop

a) Sisi *Annulus (Hot Fluid)*

Menggunakan persamaan 7.45 dari Kern :

$$\Delta P_a = \frac{1}{2} x \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s} \right)$$

Dari tabel 7. Kern. Nilai *specific volume* (v) steam pada suhu 340°F :

$$v = 3,770 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\text{Specific gravity (s) steam} = \frac{1/3,770 \text{ ft}^3 / \text{lb}}{62,5 \text{ lb} / \text{ft}^3} = 0,0042$$

$$\text{Dengan } 62,5 \text{ lb}/\text{ft}^3 = \rho_{\text{air}}$$

f = Faktor friksi

$Re_s = 54707,2621$, mengikuti Fig. 26. Kern.

Didapat nilai $f = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

$$\Delta P_a = \frac{1}{2} x \left(\frac{0,0002.(35507,0192)^2.15,1}{5,22.10^{10}.0,0561.0,0042} \right) \text{psi}$$

$$= 0,1521 \text{ psi}$$

Mengikuti pernyataan pada Kern. Hal. 165, pressure drop untuk steam harus kurang dari 1 psi. Dengan demikian desain dapat dipertimbangkan.

b) Sisi Inner Pipe (*Cold Fluid*)

Menggunakan *Fanning Equation* (Persamaan 6.14, Kern. Hal. 109)

$$\Delta F_p = \frac{4.f.G^2.L}{2.g.\rho^2.D}$$

Friction factor (f) dihitung menggunakan persamaan 3.47b. Dari Kern :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(D.G/\mu)^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,264}{(0,115 \cdot 1322945,7220 / 5,7869)^{0,42}}$$

$$= 0,0071$$

Densitas larutan umpan dingin pada suhu rerata ($t_{avg} = 62,5^{\circ}\text{C}$) :

Komponen	Fraksi massa (x)	* ρ (kg/L)	x. ρ (kg/L)
H ₃ PO ₄	0,75	0,9714	0,7286
H ₂ O	0,25	2,3208	0,5802
As	5,25E-07	5,2861	2,77E-06
F	1,05E-05	1,7056	1,79E-05
Pb	3,15E-06	6,2093	1,95E-05
Jumlah	1,0000		1,3088

*Data densitas diambil dari Yaws, Chmical Properties. 2009.

$$\rho = 1,3088 \text{ kg/L} = 81,7025 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_p = \frac{4 \cdot 0,0071 \cdot (1322945,7220)^2 \cdot 15}{2 \cdot 4,18 \cdot 10^8 \cdot (81,7025)^2 \cdot 0,115}$$

$$= 1,1740 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{1,1740 \text{ ft} \cdot 84,2281 \text{ lb/ft}^3}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2}$$

$$= 0,6661 \text{ psi}$$

Nilai *pressure drop* yang didapat masih diizinkan (<10 psi)

KESIMPULAN
PERANCANGAN HEATER-01

Tugas : Memanaskan umpan $H_3PO_{4(l)}$ masuk RE-01 dari suhu masuk $30^\circ C$ hingga : $95^\circ C$ dengan media pemanas *saturated steam* pada suhu $171^\circ C$.

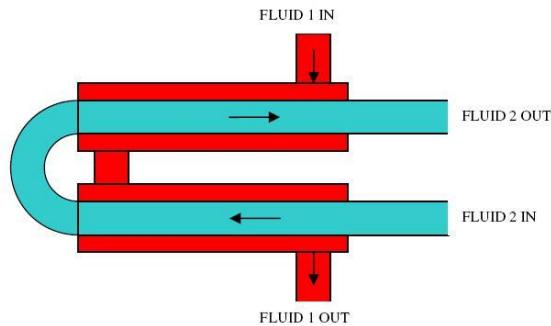
Jenis : Double Pipe Heat Exchanger

Spesifikasi Alat :

- a) Sisi Annulus (Steam)
 - i. IPS : 2 in
 - ii. OD : 2,38 in
 - iii. Scn : 40
 - iv. ID : 2,067 in
- b) Sisi *Inner Pipe* (H_3PO_4)
 - i. IPS : 1,25 in
 - ii. OD : 1,66 in
 - iii. Scn : 40
 - iv. ID : 1,38 in
- c) Panjang pipa total : $15 \text{ ft} = 4,572 \text{ m}$
- d) Material alat : Stainless Steel SA-167, Grade 11, tipe 316

HEATER-02

(H-02)



(Gambaran Aliran Fluida pada Heater)

Tugas : Memanaskan umpan udara masuk RD-01 dengan media pemanas *saturated steam* pada suhu 171°C.

Jenis : Double Pipe Heat Exchanger

1. Kondisi umpan masuk (*cold fluid*) :

Kebutuhan udara : 4420,5433 kg/jam = 152,4325 kmol/jam

T_{in} = 42,7954°C

P = 1,1 atm

Kandungan udara diasumsikan 79% N₂ dan 21% O₂.

Sehingga komponen udara :

Komponen	Laju (kmol/jam)	x_i
O ₂	32,0108	0,21
N ₂	120,4217	0,79
Total	152,4325	1

2. Menghitung beban panas Heater-02

a) Data kapasitas panas :

Dari yaws, Chemical Properties 1999

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$$

$$C_p = J/molK ; T = K$$

Komponen	A	B	C	D	E
O2	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
N2	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13

b) Panas umpan saat masuk HE (Q_1)

$$\text{Suhu masuk, } T_{c_{in}} = 42,8^\circ\text{C} = 315,8 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference, } T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$Q_1 = \sum n_{i(input)} \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{input}} C_p_i \cdot dT$$

$$\int_{T_{ref}}^{T_{input}} C_p_i \cdot dT = A_i \cdot T + \frac{B_i}{2} \cdot T^2 + \frac{C_i}{3} \cdot T^3 + \frac{D_i}{4} \cdot T^4 + \frac{E_i}{5} \cdot T^5 \Big|_{T_{ref}}^{T_{input}}$$

Komponen	Laju (kmol/jam)	$\int C_p i \cdot dT$ (kJ/kmol)	Q_1 (kJ/jam)
O2	32,0108	147,3868	4717,9753
N2	120,4217	145,3669	17505,3273
Total	152,4325		22223,3027

c) Panas umpan keluar HE (Q_2)

$$\text{Suhu keluar, } T_{c_{\text{out}}} = 120^{\circ}\text{C} = 393 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference, } T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$Q_2 = \sum n_{i(\text{output})} \cdot \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{output}}} C_p_i \cdot dT$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{output}}} C_p_i \cdot dT = A_i \cdot T + \frac{B_i}{2} \cdot T^2 + \frac{C_i}{3} \cdot T^3 + \frac{D_i}{4} \cdot T^4 + \frac{E_i}{5} \cdot T^5$$

Komponen	Laju (kmol/jam)	$\int C_p i \cdot dT$ (kJ/kmol)	Q_2 (kJ/jam)
O ₂	32,0108	2829,6329	90578,9004
N ₂	120,4217	2769,4504	333501,9150
Total	152,4325		424080,8154

Neraca panas yang terjadi di HE :

$$Q_{\text{in}} = Q_{\text{out}}$$

$$Q_1 + Q_H = Q_2 ; Q_H = \text{Panas yang dibawa media pemanas}$$

$$Q_H = (424080,8154 - 22223,3027) \text{ kj/jam}$$

$$= 401857,5127 \text{ kj/jam}$$

$$= 380887,3821 \text{ btu/jam}$$

3. Menghitung jumlah media pemanas (*saturated steam*)

a) Media

Digunakan media pemanas steam jenuh (*saturated steam*) yang mana memiliki kapasitas panas yang besar sehingga transfer panas dapat berlangsung cepat.

b) Kondisi umpan masuk pemanas (*hot fluid*)

Kondisi umpan pemanas (steam) disamakan dengan kebutuhan steam pada unit operasi lainnya.

Mengikuti tabel 7. Dry Saturated Steam, Kern, Process heat transfer hal.817.
Digunakan steam dengan kondisi sebagai berikut :

$$T_{h\text{in}} = 340^{\circ}\text{F} = 171,11^{\circ}\text{C}$$

$$T_{h\text{out}} = 340^{\circ}\text{F} = 171,11^{\circ}\text{C}$$

$$P_{\text{steam}} = 118,01 \text{ psia} = 8,03 \text{ atm}$$

$$h_{fg} = 879 \text{ btu/lb}$$

c) Jumlah steam yang dibutuhkan

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_H}{h_{fg}} = 380887,3821 \text{ btu/jam} / 879 \text{ btu/lb}$$

$$= 433,3190 \text{ lb/jam}$$

$$= 196,5500 \text{ kg/jam}$$

4. Menentukan Jenis Unit Heat Exchanger yang Digunakan

Dilihat melalui kapasitas dan luas transfer panas permukaan (A) yang dibutuhkan.

$$A = \frac{Q_H}{U_d \cdot \Delta T_{lmtd}}$$

$$Q_h = 380887,3821 \text{ btu/jam}$$

U_d (koefisien perpindahan panas) dari tabel 8. Kern untuk media pemanas steam dan fluida dingin berupa gas, nilai $U_D = 5 - 50 \text{ btu/lb.ft}^2.\text{F}$

Diambil nilai $U_d = 25 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{F}$

Perbedaan suhu logaritmik rerata (ΔT_{lmtd})

$$\Delta T_{lmtd} = \frac{(T_{h(in)} - T_{c(out)}) - (T_{h(out)} - T_{c(in)})}{\ln(\frac{T_{h(in)} - T_{c(out)}}{T_{h(out)} - T_{c(in)}})}$$

Cold fluid = $T_{c(in)}$ = $42,8^{\circ}\text{C}$ = $109,03\text{ K}$

= $T_{c(out)}$ = 120°C = 248°F

Hot fluid = $T_{h(in)}$ = 340°F

= $T_{h(out)}$ = 340°F

Hasil kalkulasi, didapat nilai $\Delta T_{lmtd} = 150,97^{\circ}\text{F}$

Dengan demikian hasil kalkulasi nilai $A = 100,9162 \text{ ft}^2$

Nilai $A < 200 \text{ ft}^2$, mengikuti pernyataan dari kern hal.103 heat-exchanger jenis double pipe dapat digunakan.

5. Perancangan Heat-Exchanger Double Pipe

Mengikuti alur penyelesaian masalah pada literatur Kern, Process Heat Transfer, halaman 110-112, langkah perancangan HE adalah sebagai berikut :

a) Menetapkan laju alir massa umpan :

Cold fluid = Udara = $4420,5433 \text{ kg/jam}$ = $9745,6378 \text{ lb/jam}$

Hot fluid = Steam = $196,5500 \text{ kg/jam}$ = $433,3190 \text{ lb/jam}$

b) Rute Fluida

Annulus = Steam

Inner Pipe = Udara

Susunan standard dari HE *Double Pipes* mengikuti luas area yang tercantum dalam tabel 6.2 kern hal.110.

Table 6.2. flow area and equivalent diameters in double pipe exchangers

Exchanger, IPS	Flow area, in. ²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d_e	d'_e
2 × 1½	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1½	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Karena jumlah cold fluid > hot fluid dipilih susunan yang luas alir areanya sebanding ($A_{\text{pipe}} > A_{\text{annulus}}$) yaitu HE 2 x 1,25 IPS (*Iron Pipe Size*).

Mengikuti tabel 11. kern hal. 844 dengan kriteria susunan sekian didapat desain sementara HE :

	Annulus	Pipe
Nominal pipe size, IPS, in	4	3
OD, in	4,5	3,5
Schedule No.	40	40
ID, in	4,5	3,068
Flow area, per pipe, in ²	12,7	7,38
Surface per lin ft, ft ² /ft		
Outside	1,178	0,917
Inside	1,055	0,804
Weight per lin ft, lb steel	10,8	7,58

c) Perhitungan pada sisi *Inner Pipe (cold fluid)*

$$\begin{aligned} \text{Suhu rerata umpan dingin } (t_{\text{avg}}) &= 1/2 \cdot (42,8 + 120)^\circ\text{C} \\ &= 81,4^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\text{ID inner pipe } (D_i) = 3,068 \text{ in} = 0,2556 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area } (a_p) &= \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \\ &= 0,0513 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass velocity } (G_p) &= \text{laju alir massa umpan} / a_p \\ &= 9745,6378 \text{ lb/jam} / 0,0513 \text{ ft}^2 \\ &= 189929,4857 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Viskositas, } 81,4^\circ\text{C} = 0,4893 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynold Number (Re)} &= \frac{D \cdot G_p}{\mu} \\ &= (0,2556 \text{ ft} \cdot 189929,4857 \text{ lb/jam.ft}^2) / (0,4893 \text{ lb/ft.jam}) \\ &= 99239,1385 \end{aligned}$$

Fig. 24, Kern. Hubungan antara Re vs j_H .

Penarikan garis pada grafik terhadap nilai Re. Didapatkan :

$$\text{Nilai } j_H = 295$$

$$\text{Menghitung } h_i = j_H \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Pada $t_{\text{avg}} = 81,4^\circ\text{C}$ didapat data berikut:

$$\text{Konduktivitas thermal, } k = 0,0895 \text{ btu/jam.ft.F}$$

$$\text{Kapasitas panas, } c = 0,2601 \text{ btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 0,4893 \text{ lb/ft.jam}$$

(*Data diolah dari Yaws, Chemical Properties)

$$\text{Didapatkan nilai } h_i = 114,1581 \text{ btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

Nilai h_i dikoreksi terhadap permukaan diameter luar pipa :

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 114,1581 \times \frac{3,068}{3,5}$$

$$= 100,0677 \text{ btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

d) Perhitungan pada sisi *Annulus (cold fluid)*

$$\text{Suhu rerata (T}_{avg}\text{)} = 340^{\circ}\text{F}$$

$$\text{OD Annulus (D}_2\text{)} = 4,5 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$\text{ID Annulus (D}_1\text{)} = 4,026 \text{ in} = 0,3750 \text{ ft}$$

$$\text{Flow area (a}_a\text{)} = \frac{\pi.(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,0220 \text{ ft}^2$$

$$\text{Equivalent Diameter (De)} = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,0837 \text{ ft}$$

$$\text{Mass velocity (G}_a\text{)} = \text{laju alir umpan / a}_a$$

$$= 433,3190 \text{ lb/jam} / 0,0220 \text{ ft}^2$$

$$= 19668,7552 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Viskositas, 340°F = 0,0364 lb/ft.jam

$$\text{Reynold Number (Re)} = \frac{D_e \cdot G_a}{\mu}$$
$$= (0,0561 \text{ ft} \cdot 19668,7552 \text{ lb/jam.ft}^2) / (0,0364 \text{ lb/ft.jam})$$
$$= 45173,7923$$

Diketahui dari Kern. Chemical Properties, hal. 164 :

Untuk media panas berupa steam, $h_o = 1500 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

e) Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{100,0677 \cdot 1500}{100,0677 + 1500}$$
$$= 93,8095 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

f) Design Overall Coefficient, U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d = \frac{1}{156,4029} + R_d$$

Dari Kern, hal. 845.

$R_{d \min}$ (*Fouling Factor*) untuk udara dan steam = 0,001 dan 0,002

Sehingga $R_{d \ min}$ total 0,003.

Nilai U_D hitung = 73,2069 btu/jam.ft².°F

g) Luas Permukaan yang Dibutuhkan :

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T_{lmtd}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{380887,382 \text{ btu/jam}}{73,2069 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot 150,97^\circ\text{F}}$$

$$A = 34,4626 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11. Kern. Untuk pipa 3 in.

Luas luaran permukaan per panjang ft = 0,917 ft²/ft.

$$\text{Sehingga panjang yang minimal diperlukan} = \frac{34,4626}{0,917} = 37,5819 \text{ ft.}$$

Digunakan panjang pipa standar 15 ft yang disusun terhubung dengan 4 hairpin. Panjang pipa lurus = 60 ft (18,2880 m)

h) Luas Permukaan Sebenarnya (A_{act})

$$A_{act} = 60 \text{ ft} \cdot 0,917 \text{ ft}^2 / \text{ft} = 55,0200 \text{ ft}^3$$

$$\text{Nilai } U_D \text{ aktual} = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = \frac{380887,382 \text{ 0 btu/jam}}{55,0200 \text{ ft}^2 \cdot 10,9718^\circ\text{F}}$$

$$= 45,8543 \quad (\text{Maks. 50})$$

$$R_d \text{ actual HE} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} = \frac{93,8095 - 45,8543}{93,8095 \cdot 45,8543} = 0,0111$$

Nilai R_d_{actual} > R_d_{minimum} yang artinya desain HE dapat digunakan.

6. Pressure Drop

a) Sisi Annulus (Hot Fluid)

Menggunakan persamaan 7.45 dari Kern :

$$\Delta P_a = \frac{1}{2} x \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s} \right)$$

Dari tabel 7. Kern. Nilai *specific volume* (v) steam pada suhu 340°F :

$$v = 3,770 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\text{Specific gravity (s) steam} = \frac{1/3,770 \text{ ft}^3 / \text{lb}}{62,5 \text{ lb} / \text{ft}^3} = 0,0042$$

$$\text{Dengan } 62,5 \text{ lb/ft}^3 = \rho_{\text{air}}$$

$$f = \text{Faktor friksi}$$

$$Re_s = 45173,7923, \text{ mengikuti Fig. 26. Kern.}$$

$$\text{Didapat nilai } f = 0,00025 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\text{Panjang pipa (L)} = 15 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin (n)} = 4$$

$$\Delta P_a = \frac{1}{2} x \left(\frac{0,00025 \cdot (19668,7552)^2 \cdot 15 \cdot 4}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0837 \cdot 0,0042} \right) \text{ psi}$$

$$= 0,1566 \text{ psi}$$

Mengikuti pernyataan pada Kern. Hal. 165, pressure drop untuk steam harus kurang dari 1 psi. Dengan demikian desain dapat dipertimbangkan.

b) Sisi Inner Pipe (*Cold Fluid*)

Menggunakan *Fanning Equation* (Persamaan 6.14, Kern. Hal. 109)

$$\Delta F_p = \frac{4.f.G^2.L}{2.g.\rho^2.D}$$

Friction factor (f) dihitung menggunakan persamaan 3.47b. Dari Kern :

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(D.G/\mu)^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{(0,2556 \cdot 189929,4857/0,4893)^{0,42}} \\ &= 0,0057 \end{aligned}$$

Densitas udara (ρ) = 0,363 mol/L (Perry's. 2008. Hal. 2-213)

$$\begin{aligned} &= 0,0105 \text{ kg/L} \\ &= 0,6570 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta F_p &= \frac{4 \cdot 0,0057 \cdot (189929,48 \cdot 57)^2 \cdot 60}{2 \cdot 4,18 \cdot 10^8 \cdot (0,6570)^2 \cdot 0,2556} \\ &= 526,8904 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_p &= \frac{526,8904 \text{ ft} \cdot 0,6570 \text{ lb/ft}^3}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2} \\ &= 2,4040 \text{ psi} \end{aligned}$$

Nilai *pressure drop* yang didapat masih diizinkan (<10 psi) sehingga dapat digunakan.

KESIMPULAN
PERANCANGAN HEATER-02

Tugas : Memanaskan umpan udara yang akan masuk RD-01 dari suhu masuk 30°C : hingga 120°C dengan media pemanas *saturated steam* pada suhu 171°C .

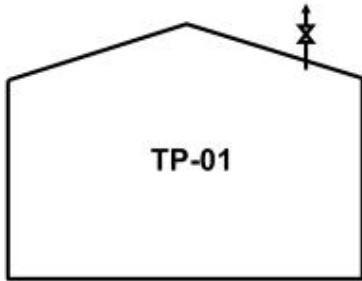
Jenis : Double Pipe Heat Exchanger

Spesifikasi Alat :

- e) Sisi Annulus (Steam)
 - i. IPS : 4 in
 - ii. OD : 4,5 in
 - iii. Scn : 40
 - iv. ID : 4,026 in
- f) Sisi *Inner Pipe* (Udara)
 - i. IPS : 3 in
 - ii. OD : 3,5 in
 - iii. Scn : 40
 - iv. ID : 3,068 in
- g) Jumlah hairpin : 4 hairpin
- h) Panjang pipa total : 60 ft = 18,2880 m
- i) Material alat : Stainless Steel SA-167, Grade 11, tipe 316

TANGKI PENYIMPANAN - 01

(TP - 01)



Fungsi : Menyimpan bahan baku Asam Fosfat sebelum diumparkan ke unit proses : lainnya.

Jenis : Tangki silinder vertikal beralas datar dengan atap *torispherical*

1. Kondisi Umpam Masuk

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C

Komponen	Laju Alir Massa (kg/jam)	x_i	*Densitas (ρ) (kg/L)	Laju Alir Volumetrik (L/jam)	Densitas Campuran ($\rho_i \cdot x_i$)
H ₃ PO ₄	1725,3521	0,75	1,8517	931,7641	1,3888
H ₂ O	575,0848	0,25	1,0484	548,5602	0,2621
As	0,0012	5,25E-07	9,5353	0,0001	5,00E-06
F	0,0241	1,05E-05	1,7056	0,0142	1,79E-05
Pb	0,0072	3,15E-06	10,9778	0,0007	3,46E-05
Total	2300,4695	1		1480,3392	1,6509

*Data densitas diambil dari Yaws. Chemical Properties.

2. Dimensi Tangki

Laju alir volumetrik umpan = 1480,3392 L/jam

Dirancang agar tangki dapat menampung asam fosfat selama 40 hari.

Kapasitas tangki = 40 hari . 24 jam/hari . 1480,3392 L/jam . 1 m³ / 1000 L

$$= 1421,1256 \text{ m}^3$$

$$= 8938,6039 \text{ bbl}$$

Ukuran tangki dirancang oversize sebesar 20%

Volume tangki = 1,2 . 8938,6039 bbl

$$= 10726,3247 \text{ bbl}$$

Dari App E. Item 1. Hal. 3.46. Brownell, Process Eq. Design. Ukuran standar tangki yang dapat digunakan :

Diameter : 40 ft = 12,192 m - 480 in

Tinggi : 48 ft = 14,6304 m = 576 in

Kapasitas maks. : 10740 bbl = 1707,5237 m³

Jumlah Course : 8

3. Tebal Dinding Tangki

Kondisi Operasi = 1 atm = 14,7 psi

Untuk faktor safety, didesain agar tekanan maksimal di tangki 20% diatas kondisi operasi.

Tekanan desain = 1,2 . 14,7 psi = 17,64 psi

Bahan material = karena sifat korosif asam fosfat, digunakan material
= Stainless Steel - SA-167 Grade 11

Max. allowable stress (f) = 18750 psi

Welded joint eff. (E) = 0,85

Faktor korosi (C) = 0,0125 in/tahun

Lama pemakaian (n) = 10 tahun

Jumlah susunan plate = tinggi / jumlah course

$$= 48 / 8$$

$$= 6$$

Tekanan total dan tebal dari setiap susunan plate

Plate ke-1 (Kedalaman 48 ft)

- Tekanan total (P)

$$P = P_{\text{design}} + P_h$$

Tekanan hidrostatis (P_h) di dalam tangki pada kedalaman 48 ft :

$$\rho = 1,6509 \text{ kg/L} = 0,0596 \text{ lb/in}^3$$

$$h = 48 \text{ ft} = 576 \text{ in}$$

$$P_h = \rho \cdot h$$

$$P = 17,64 \text{ psi} + 0,0596 \text{ lb/in}^3 \cdot 576 \text{ in}$$

$$P = 52,0119 \text{ psi}$$

- Tebal plate pertama (t_1)

Menggunakan persamaan 13.1 Hal. 254. Brownell. Process Eq. Design :

$$t_1 = \frac{P \cdot D_i}{2f \cdot E - 1,2P} + C \cdot n$$

$$= \frac{52,0119 \text{ psi} \cdot 480\text{in}}{2.18750 \text{ psi} \cdot 0,8 - 1,2 \cdot 52,0119 \text{ psi}} + 0,0125 \text{ in/tahun} \cdot 10 \text{ tahun}$$

$$= 0,9589 \text{ in}$$

Tebal standar = 1 in

Dengan cara yang sama, tebal dinding pada setiap susunan *plate* :

Susunan Plate ke-	H ft	P + P _h psi	t in	t standar in
1	48	52,0119	0,9589	1
2	40	46,2833	0,8669	0,875
3	32	40,5546	0,7749	0,875
4	24	34,8260	0,6830	0,75
5	16	29,0973	0,5911	0,625
6	8	23,3687	0,4992	0,5

4. Design Tutup Tangki (Head Tangki)

Tipe head yang digunakan adalah *torispherical head*. Tipe ini lebih ekonomis dan mampu menahan tekanan hingga 200 psia.

a) Tebal tutup tangki

Persamaan 13.12 Hal. 258. Brownell :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1P} + C \cdot n$$

Dengan :

r = inside crown radius = 384 in (Brownell, Tabel 5.7)

$$= \frac{0,885 \cdot 17,64 \text{ psi} \cdot 384 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 17,64 \text{ psi}} + 0,0125 \text{ in/tahun} \cdot 10 \text{ tahun}$$

$$= 0,3248 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar = 0,375 in

b) Tinggi Tutup Tangki

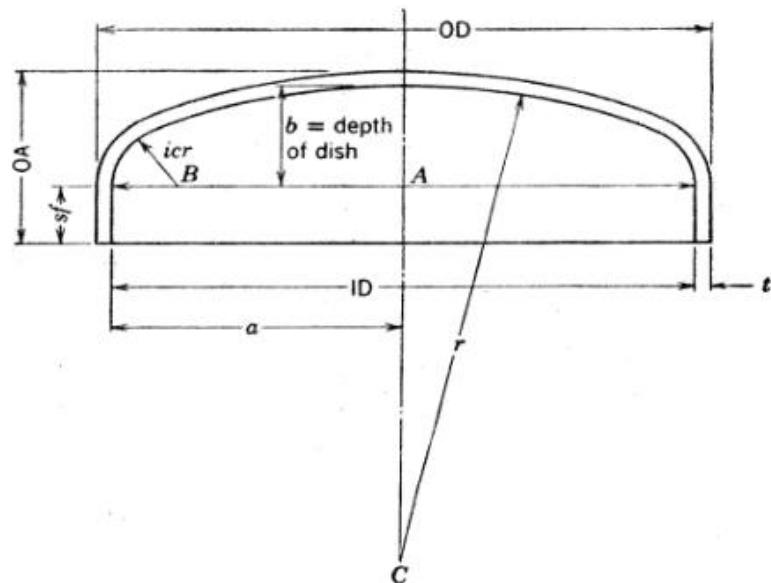


Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

Keterangan :

- icr = jari-jari sudut internal (*inside corner radius*)
- r = jari-jari kelengkungan
- sf = flange lurus (*straight flange*)
- th = tebal head
- OA = tinggi penutup
- b = *depth of dish (inside)*
- a = *inside radius*
- ID = *inside diameter*

$$\text{Tinggi Head (OA)} = t_h + b + sf$$

Nilai sf (*Standard Straight Flange*) diambil dari tabel 5.8 hal. 93, dengan berdasar tebal head.

$$\text{Nilai sf} = 1,5 \text{ in} - 3 \text{ in}$$

$$\text{Diambil sf} = 2 \text{ in}$$

Nilai icr dan r diambil dari tabel 5.7. Brownell. Hal. 92

$$I_{cr} = 28,8 \text{ in} \text{ dan } r = 384 \text{ in}$$

Dengan menggunakan persamaan-persamaan dari hubungan dimensi head (hal. 87,Brownell, 1979), tinggi head dapat dihitung :

$$a = \frac{D_i}{2} = \frac{480}{2} \text{ in}$$

$$= 240 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 240 - 28,8 \text{ in}$$

$$= 211,2 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 384 \text{ in} - 28,8 \text{ in}$$

$$= 355,2 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 384 - (355,2^2 - 211,2^2)^{1/2} \text{ in}$$

$$= 98,41 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Head (OA)} &= t_h + b + sf \\ &= (0,375 + 98,41 + 2) \text{ in} \\ &= 100,7850 \text{ in} \\ &= 2,5600 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Tinggi total tangki

$$H = H_{shell} + OA$$

$$= 14,6304 + 2,56 \text{ m}$$

$$= 17,19034 \text{ m}$$

KESIMPULAN

TANGKI PENYIMPANAN - 01

(TP - 01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku Asam Fosfat sebelum diumparkan ke unit proses lainnya.

Jenis : Tangki silinder vertikal beralas datar dengan atap *torispherical*

Kondisi Operasi :

Tekanan Design : 1,2 atm

Temperatur : 30°C

Spesifikasi :

Diameter : 12,1920 m

Tinggi : 17,1903 m

Kapasitas maks. : 10740 bbl = 1707,5237 m³

Tebal Shell : 0,5 - 1 in

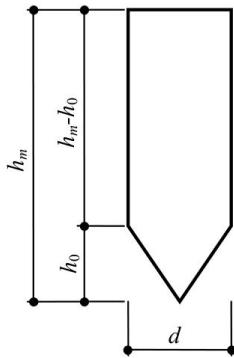
Tebal Head : 0,375 in

Material : Stainless Steel - SA-167 Grade 11

Jumlah : 1

TANGKI SILO - 01

(S-01)



Tugas : Menyimpan bahan baku padatan Sodium Karbonat (Na_2CO_3)

Bentuk Alat : Tangki silinder vertikal dengan *conical bottom head*

1. Kondisi umpan untuk kebutuhan produksi

$T = 30^\circ\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

Komponen	BM	m	n	*ρ	q
	kg/kmol	kg/jam	kmol/jam	kg/l	l/jam
$\text{Na}_2\text{CO}_{3(s)}$	106	1866,1972	17,6056	2,5400	734,7233
H_2O	18	9,3310	0,5184	0,9168	10,1778
NaCl	58	1,8662	0,0322	2,1700	0,8600
Fe	56	0,0056	0,0001	7,8700	0,0007
Na_2SO_4	142	0,0560	0,0004	2,6902	0,0208
Jumlah		1877,4560	18,1567		745,7826

*Data densitas diambil dari Yaws. Chemical Properties

2. Dimensi Alat

Kapasitas alat (W)= waktu tinggal x laju alir volumetrik padatan

Ditetapkan agar alat mampu menampung padatan untuk selama 7 hari.

$$= 7 \text{ hari} \cdot 24 \text{ jam / hari} \cdot 1877,4560 \text{ kg / jam}$$

$$= 315412,5997 \text{ kg}$$

$$= 315,4126 \text{ ton}$$

Penyimpanan menggunakan 2 unit silo.

Jumlah yang disimpan per silonya = 157,7063 ton

Volume umpan (V) = waktu tinggal x laju alir volumetrik umpan

$$= 7 \text{ hari} \cdot 24 \text{ jam / hari} \cdot 745,7826 \text{ L / jam}$$

$$= 125291,4766 \text{ L} = 125,2915 \text{ m}^3$$

Dikutip dari website Paul Mueller Company (salah satu produsen Tangki Silo Internasional). kapasitas tangki silo standar sekitar 5000 - 70.000 gallon (18,9270 - 264,9788 m³). (<https://www.paulmueller.com>)

Karenanya, digunakan 2 unit tangki silo yang saling terhubung (interconnected).

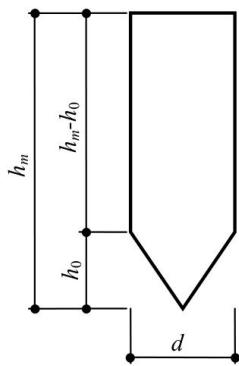
Kapasitas 1 unit silo = 125,2915 m³ / 2

$$= 62,6457 \text{ m}^3$$

Kapasitas alat dirancang over design sebesar 20% dari kapasitas hitungan.

Volume alat = 1,2 x 62,6457 m³

$$= 75,1748 \text{ m}^3]$$



Sudut kemiringan dipilih berdasar *angle of repose* dari Na₂CO₃. Diketahui nilainya= 30°-40° (omega.co.uk).

Dipilih nilai tengahnya, besar angle of repose = 35°

Sehingga :

$$\tan 35^\circ = 0,7002 = \left(\frac{h_o}{d/2} \right)$$

$$h_o = 0,3501 \cdot d$$

$$\text{Volume Silo} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{kerucut}}$$

$$75,1748 \text{ m}^3 = \left(\frac{\pi}{4} d^2 \cdot (h_{\text{shell}}) \right) + \left(\frac{\pi}{12} d^2 \cdot h_o \right)$$

Ditetapkan perbandingan diameter dan tinggi shell (d : h_{shell}) : (1 : 4)

$$\text{Sehingga } h_{\text{shell}} = 4 \cdot d$$

$$75,1748 \text{ m}^3 = \left(\frac{\pi}{4} d^2 (4.d) \right) + \left(\frac{\pi}{12} d^2 \cdot 0,3501 \cdot d \right)$$

Hasil perhitungan didapat :

$$\text{Diameter silo (d)} = 2,8546 \text{ m} = 112,3873 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi cone silo (h}_o\text{)} = 0,3501 \cdot 2,8546 \text{ m} = 1,4273 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total silo (h}_m\text{)} = \text{Tinggi shell} + \text{tinggi cone}$$

$$= 4 \cdot 2,8546 \text{ m} + 1,4273 \text{ m}$$

$$= 11,4185 \text{ m} = 449,5495 \text{ in}$$

3. Menentukan Tebal Dinding (Shell) Silo

Menggunakan persamaan 13.1 hal. 254 Brownell, 1979.

$$t = \frac{p.d}{2.f.E - 1,2.p} + c.n$$

Dengan :

- t = tebal shell minimum yang dibutuhkan, in
- p = tekanan operasi
- E = efisiensi sambungan
- f = tegangan maksimal yang diijinkan
- d = inside shell diameter
- c = laju korosi
- n = lama pemakaian

Silo menyimpan bahan pada suhu ruang (30°C) dan tekanan atmosferis.

Bahan dasar silo dipilih Stainless Steel SA-167, Grade 11, Tipe : 316 yang menurut *Nickel Development Industry* dalam *Design Guidelines For The Selection and Use of Stainless Steel*, mengandung *molybdenum*, yang dapat meningkatkan resistansi terhadap korosi.

Tegangan maksimal yang diijinkan untuk bahan dasar SA-167, Grade 11, Tipe : 316 adalah 18.750 psia (App D. Item 4, Brownell, 1979).

Tipe sambungan yang digunakan adalah *Double-welded butt joint*, tipe ini memberikan efisiensi sambungan maksimum 80%. (tabel 13.2, hal. 254, Brownell, 1979).

Dengan asumsi faktor korosi sebesar 0,0125 in/tahun dan lama penggunaan mixer 10 tahun.

Maka tebal dinding silo :

$$t = \frac{14,7 \text{ psia} \cdot 112,3873 \text{ in}}{2.18750 \text{ psia} \cdot 80\% - 1,2 \cdot 14,7 \text{ psia}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \cdot 10 \text{ tahun}$$
$$t = 0,1801 \text{ in}$$

Diambil ketebalan standar = 0,1875 in

4. Menentukan Tebal Head Bawah (Conical Head) Silo

Menggunakan persamaan 13.12 hal. 258.Brownell, 1979.

$$t_h = \frac{0,885 \cdot p \cdot d}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot p} + c \cdot n$$

$$t = \frac{0,885 \cdot 14,7 \text{ psia} \cdot 112,3873 \text{ in}}{2.18750 \text{ psia} \cdot 80\% - 0,2 \cdot 14,7 \text{ psia}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \cdot 10 \text{ tahun}$$

$$t = 0,1737 \text{ in}$$

Diambil ketebalan standar = 0,1875 in

5. Spesifikasi Pasar

Dalam websitenya, Paul Mueller Company menyediakan spesifikasi dan ukuran standar dari produk tangki Silo mereka :

Specifications and Sizing

Capacity (U.S. Gallons/Liters)	Inner Diameter (in)	Outer Diameter (in)	Height (in)
5,000/18,925	98	104 1/2	199 7/8
6,000/22,710	98	104 1/2	230 5/8
7,000/26,495	120	126 1/2	192 1/4
8,000/30,280	120	126 1/2	212 1/4
10,000/37,280	120	126 1/2	254 1/8
15,000/56,775	120	126 1/2	356 5/8
20,000/75,700	120	126 1/2	459 1/4
25,000/94,625	140	146 1/2	424 1/2
30,000/113,550	140	146 1/2	502 3/4
40,000/151,400	140	146 1/2	653 1/4
50,000/189,250	140	146 1/2	803 1/4
60,000/227,100	147	153 1/4	871 5/16
70,000/264,950	147	153	942

Dengan kebutuhan kapasitas sebesar 75,1748 m³. Dipilih tangki silo dengan spesifikasi berikut :

kapasitas : 20.000 gallon 75.700 L

Jumlah : 2 unit

Diameter dalam : 120 in = 3,0480 m

Diameter luar : 126,5 in = 3,2131 m

Tebal : (126,5 - 120) in = 6,5 in = 15,5925 cm

Tinggi : 459,25 in = 11,6650 m

Material : Stainless Steel - SA-167 Grade 11

KESIMPULAN
TANGKI SILO - 01
(S-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku padatan Sodium Karbonat (Na_2CO_3)

Bentuk Alat : Tangki silinder vertikal dengan *conical bottom head*

Volume alat : $75,700 \text{ m}^3$

Diameter alat

D_i : 3,0480 m

D_o : 3,2131 m

Tinggi alat : 11,6649 m

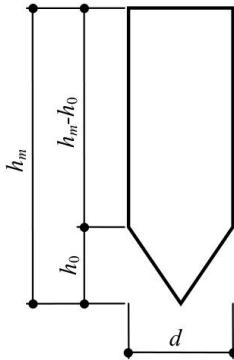
Tebal : 6,5 in

Material : Stainless Steel - SA-167 Grade 11

Jumlah : 2 unit

TANGKI SILO - 02

(S-02)



Tugas : Menampung produk utama Disodium Fosfat Dihidrat ($\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)

Bentuk Alat : Tangki silinder vertikal dengan *conical bottom head*

1. Kondisi umpan padatan

$T = 80^\circ\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$

Komponen	BM	m	n	*ρ	q	x _i
	kg/kmol	kg/jam	kmol/jam	kg/L	L/jam	
$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	178	2500,0000	14,0449	2,4500	1020,4082	99,00%
H_2O	18	23,3163	1,2953	0,9687	24,0690	0,92%
NaCl	58	1,8662	0,0322	1,9073	0,9785	0,07%
Fe	56	0,0056	0,0001	8,5352	0,0007	0,00%
Na_2SO_4	142	0,0560	0,0004	2,4495	0,0229	0,00%
As	75	0,0012	1,61E-05	9,2648	0,0001	0,00%
Pb	207	0,0072	3,50E-05	10,9209	0,0007	0,00%
Jumlah		2525,2525	15,3730		1045,4799	100,00%

*Data densitas diambil dari Yaws. Chemical Properties

2. Dimensi Alat

Kapasitas alat = waktu tinggal x laju alir volumetrik padatan

Untuk menjaga tingkat kekeringan padatan, padatan masuk Silo akan langsung dilanjutkan kedalam proses pengemasan. Sehingga ditetapkan agar alat mampu menampung padatan maksimal selama 2 hari. Diambil 2 hari untuk menjaga agar silo tetap dapat menampung padatan pada saat terjadi masalah dalam proses pengemasan (*safety time*).

$$\text{Total kapasitas} = 2 \text{ hari} \times 24 \text{ jam / hari} \times 1014,7984 \text{ l/jam} \times 1 \text{ m}^3 / 1000 \text{ l}$$

$$= 48,7103 \text{ m}^3$$

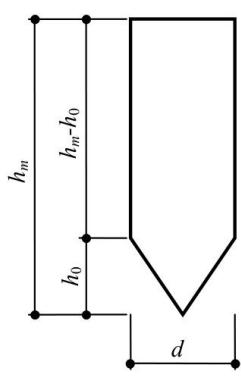
Kapasitas alat dirancang over design sebesar 20% dari kapasitas hitungan.

$$\text{Volume alat} = 1,2 \times 48,7103 \text{ m}^3$$

$$= 58,4523 \text{ m}^3$$

Tabel data untuk Angle of Repose untuk berbagai material

Material	Density	Angle of Repose	Material Group	Recommended Max. Inclination
Concrete, cinder	90-100	0°	4	12-30
Concrete, gravel & sand	150	0°	3	
*Copper ore	120 – 150	30-44°	3	20
Copper sulfate	75 – 85	31°	3	17
Copra, lumpy	22	20°	2	9
Copra cake, ground	40-45	30	3	16
Copra cake, lumpy	25-30	20°	2	8
Copra meal	40-45	35-40°	3	25
Cork, granulated	12-15	0°	4	
Corn cracked	45-50	0°	3	
Corn, ear	56	0°	3	
Corn, shelled	45	21°	2	10
Corn sugar	31	30-44°	3	
Corn germs	21	0°	3	
Corn grits	40-45	30-44°	3	
Cornmeal	32-40	35°	3	22
Cottonseed, dry, de-linted	22-40	29°	3	16
Cottonseed, dry, not de-linted	18-25	35°	3	19
Cottonseed cake, crushed	40-45	30-44°	3	
Cottonseed cake, lumpy	40-45	30-44°	3	
*Cottonseed, hulls	12	45°	4	
Cottonseed, Meal	35-40	35°	3	22
Cottonseed meats	40	30-44	3	
Cracklings, crushed, 3 inched and under	40-50	45°	4	
Cryolite, dust	75-90	30-44°	3	
Cryolite, lumpy	90-100	30-44°	3	
Cullet	80-120	30-44°	3	20
Diatomaceous Earth	11 – 14	30-44°	3	
Dicalcium phosphate	40-50	45°	4	
Disodium phosphate	25-31	30-44°	3	
Dolomite, lumpy	80-100	30-44°	3	22
Dolomite, pulverized	46	41°	2	



Sudut kemiringan dipilih berdasar *angle of repose* dari Disodium Fosfat. Diketahui nilainya sekitar = 30°-44°.

Dipilih nilai tengahnya, besar angle of repose = 37°

Sehingga :

$$\tan 37^\circ = 0,7535 = \left(\frac{h_o}{d/2} \right)$$

$$h_o = 0,3767 \cdot d$$

$$\text{Volume Silo} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{kerucut}}$$

$$58,4523 \text{ m}^3 = \left(\frac{\pi}{4} d^2 \cdot (h_{\text{shell}}) \right) + \left(\frac{\pi}{12} d^2 \cdot h_o \right)$$

Ditetapkan perbandingan diameter dan tinggi shell ($d : h_{\text{shell}}$) : (1 : 3)

$$\text{Sehingga } h_{\text{shell}} = 3.d$$

$$58,4523 \text{ m}^3 = \left(\frac{\pi}{4} d^2 (3d) \right) + \left(\frac{\pi}{12} d^2 \cdot 0,3767d \right)$$

Menggunakan fitur goalseek dari microsoft excel, didapat :

$$\text{Diameter silo (d)} = 2,8774 \text{ m} = 113,2834 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi cone silo (h}_o\text{)} = 0,3767 \cdot 2,8774 \text{ m} = 1,0841 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total silo (h}_m\text{)} &= \text{Tinggi shell} + \text{tinggi cone} \\ &= 3 \cdot 2,8774 \text{ m} + 1,0841 \text{ m} \\ &= 9,7163 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan Tebal Dinding (Shell) Silo

Menggunakan persamaan 13.1 hal. 254 Brownell, 1979.

$$t = \frac{p.d}{2.f.E - 1,2.p} + c.n$$

Dengan :

t = tebal shell minimum yang dibutuhkan, in

p = tekanan operasi

E = efisiensi sambungan

f = tegangan maksimal yang diijinkan

d = inside shell diameter

c = laju korosi

n = lama pemakaian

Silo menyimpan bahan pada suhu ruang (30°C) dan tekanan atmosferis. Bahan dasar silo dipilih Stainless Steel SA-167, Grade 11, Tipe : 316 yang menurut *Nickel Development Industry* dalam *Design Guidelines For The Selection and Use of Stainless Steel*, mengandung *molybdenum*, yang dapat meningkatkan resistansi terhadap korosi.

Tegangan maksimal yang diijinkan untuk bahan dasar SA-167, Grade 11, Tipe : 316 adalah 18.750 psia (App D. Item 4, Brownell, 1979).

Tipe sambungan yang digunakan adalah *Double-welded butt joint*, tipe ini memberikan efisiensi sambungan maksimum 80%. (tabel 13.2, hal. 254, Brownell, 1979).

Dengan asumsi faktor korosi sebesar 0,0125 in/tahun dan lama penggunaan mixer 10 tahun.

Maka tebal dinding silo :

$$t = \frac{14,7 \text{ psia}.113,2834 \text{ in}}{2.18750 \text{ psia}.80\% - 1,2.14,7 \text{ psia}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}}.10\text{tahun}$$

$$t = 0,1805 \text{ in}$$

Diambil ketebalan standar = 0,1875 in

4. Menentukan Tebal Head Bawah (Conical Head) Silo

Menggunakan persamaan 13.12 hal. 258.Brownell, 1979.

$$t_h = \frac{0,885.p.d}{2.f.E - 0,2.p} + c.n$$

$$t = \frac{0,885 . 14,7 \text{ psia}.113,2834 \text{ in}}{2.18750 \text{ psia}.80\% - 0,2.14,7 \text{ psia}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}}.10\text{tahun}$$

$$t = 0,1741 \text{ in}$$

Diambil ketebalan standar = 0,1875 in

5. Spesifikasi Pasar

Paul Mueller Company (salah satu produsen Tangki Silo Internasional). (<https://www.paulmueller.com>). Dalam websitenya, Paul Mueller Company menyediakan spesifikasi dan ukuran standar dari produk tangki Silo mereka :

Specifications and Sizing

Capacity (U.S. Gallons/Liters)	Inner Diameter (in)	Outer Diameter (in)	Height (in)
5,000/18,925	98	104 1/2	199 7/8
6,000/22,710	98	104 1/2	230 5/8
7,000/26,495	120	126 1/2	192 1/4
8,000/30,280	120	126 1/2	212 1/4
10,000/37,280	120	126 1/2	254 1/8
15,000/56,775	120	126 1/2	356 5/8
20,000/75,700	120	126 1/2	459 1/4
25,000/94,625	140	146 1/2	424 1/2
30,000/113,550	140	146 1/2	502 3/4
40,000/151,400	140	146 1/2	653 1/4
50,000/189,250	140	146 1/2	803 1/4
60,000/227,100	147	153 1/4	871 5/16
70,000/264,950	147	153	942

Dengan kebutuhan kapasitas sebesar 58,4523 m³. Dipilih tangki silo dengan spesifikasi berikut :

kapasitas : 75700 L

Jumlah : 1 unit

Diameter dalam : 120 in = 3,048 m

Diameter luar : 126,55 in = 3,2131 m

Tebal : (126,55 - 120) in = 6,25 in = 15,875 cm

Tinggi : 459,25 in = 11,6649 m

Material : Stainless Steel - SA-167 Grade 11

KESIMPULAN
TANGKI SILO - 02
(S-02)

Tugas : Menampung produk utama Disodium Fosfat Dihidrat ($\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)

Bentuk Alat : Tangki silinder vertikal dengan *conical bottom head*

Spesifikasi Alat

Volume alat maks. : 75700 L

Diameter alat

Diameter dalam : 120 in = 3,048 m

Diameter luar : 126,55 in = 3,2131 m

Tinggi alat : 11,6649 m

Tebal : 6,25 in = 15,875 cm

Material : Stainless Steel - SA-167 Grade 11

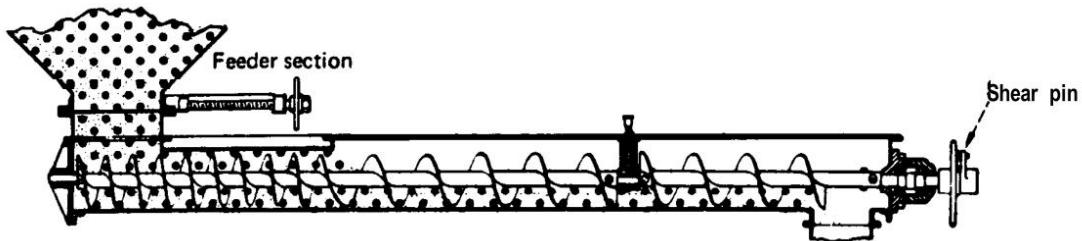
Jumlah : 1 unit

SCREW CONVEYOR - 01

(SC - 01)

Fungsi : Mengantarkan padatan Sodium Karbonat ke dalam Bucket Elevator untuk
: dibawa kedalam Silo

Jenis : *Standard pitch single flight Screw Conveyor with Conical Hopper*



(Walas. Chem. Process Eq, Selection. Hal. 80)

Gambar 1. *Screw Conveyor* yang disusun bersama *Hopper (Feeder)*

1. Kondisi umpan masuk

$$T = 30^\circ\text{C} ; P = 1 \text{ atm}$$

Total kebutuhan bahan baku Sodium Karbonat = 315,4125 ton

Bahan baku diantar dengan truk berkapasitas 7 ton.

Dengan asumsi lama waktu pemindahan bahan baku dari truk ke dalam alat sekitar 20 menit, maka total waktu yang dibutuhkan untuk memasukkan seluruh

$$\text{umpan ke dalam alat} = \frac{315,4125 \text{ ton}}{7 \text{ ton}} \cdot 30 \text{ menit} \cdot \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$$

$$= 22,53 \text{ jam} = 0,94 \text{ hari} \approx 1 \text{ hari}$$

2. Dimensi alat

a) Desain Hopper

$$\text{Laju alir massa umpan} = 7 \text{ ton} / 30 \text{ menit} \cdot 60 \text{ menit} / \text{jam}$$

$$= 14 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Laju alir volumetrik umpan} = 14000 \text{ kg/jam} / 2517,4306 \text{ kg/m}^3$$

$$= 5,5612 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Dirancang agar waktu tinggal} = 10 \text{ menit}$$

$$\text{Maka, kapasitas alat} = 5,5612 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot 10 \text{ menit} \cdot 1 \text{ jam} / 60 \text{ menit}$$

$$= 0,9268 \text{ m}^3$$

Dirancang over design sebesar 20% untuk faktor safety.

$$\text{Kapasitas alat yang digunakan} = 1,2 \cdot 0,9268 \text{ m}^3$$

$$= 1,1122 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume alat} = \text{Volume cone} = \frac{1}{3} \cdot \text{Luas alas} \cdot \text{Tinggi}$$

$$= \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot h$$

$$\text{Dirancang agar perbandingan } D : h = 1 : 1$$

$$\text{Sehingga, } h = D$$

$$\text{Volume alat} = \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot D$$

$$1,1122 \text{ m}^3 = \frac{1}{12} \cdot \pi \cdot D^3$$

$$D = 1,6198 \text{ m} = 63,7749 \text{ in}$$

$$h = 1,6198 \text{ m} = 63,7749 \text{ in}$$

Tebal Hopper

Menggunakan persamaan 13.12 hal. 258.Brownell, 1979.

$$t = \frac{0,885.p.d}{2.f.E - 0,2.p} + c.n$$

$$t = \frac{0,885 \cdot 14,7 \text{ psia} \cdot 31,88 \text{ in}}{2.18750 \text{ psia} \cdot 80\% - 0,2 \cdot 14,7 \text{ psia}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \cdot 10 \text{ tahun}$$

$$t = 0,1548 \text{ in}$$

Diambil ketebalan standar = 0,1875 in

b) Desain Screw Conveyor

Laju alir massa umpan = 14 ton/jam = 514,2666 lb/menit

Densitas umpan = 2517,4306 kg/m³

Laju alir volumetrik umpan = 5,5612 m³/jam = 196,3928 ft³/jam

Dari Tabel 13. Brown. Unit Operations. Hal. 53. Spesifikasi standar untuk screw conveyor yang dapat digunakan adalah :

- Diameter screw = 5 in = 12,69 cm

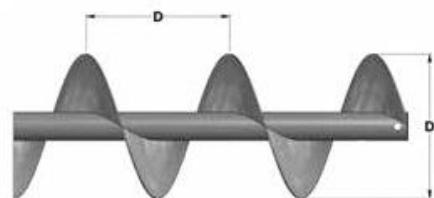
- Kapasitas maks. = 304 ft/jam

- Rpm maks. = 210 rpm

Adapun panjang conveyor umumnya sekitar 8 - 12 ft. (Brown. Hal. 52)

Digunakan conveyor dengan panjang 8 ft (2,4383 m)

Jenis pitch yang digunakan adalah *standard pitch, single flight*. Jenis ini adalah yang paling biasa digunakan. Besarnya pitch sama dengan diameter luar screw (P=D).



Gambar 2. *standard pitch, single flight*

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang screw} &= \pi \cdot D \cdot L \\ &= 3,14 \cdot 0,1269 \text{ m} \cdot 2,4383 \text{ m} \\ &= 0,9723 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume alat} &= \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{2} \\ &= \frac{\pi \cdot (0,1269 \text{ m})^2 \cdot 2,4383 \text{ m}}{2} \\ &= 0,0617 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Daya penggerak *screw conveyor*

Menggunakan persamaan pada hal. 53. Brown. Unit Operation :

$$\begin{aligned}H_p &= \frac{1,3 \cdot \text{kapasit as . panja ng}}{33000} \\ &= \frac{1,3 \cdot 514,2666 \text{ lb/menit} \cdot 8 \text{ ft}}{33000} \\ &= 0,1621 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Jika efisiensi motor = 80%

$$\begin{aligned}\text{Daya aktual screw conveyor} &= 0,1621 \text{ Hp} / 80\% \\ &= 0,2025 \text{ HP}\end{aligned}$$

Dari standar NEMA, digunakan motor induksi 0,5 hp

KESIMPULAN
SCREW CONVEYOR - 01
(SC - 01)

Fungsi : Mengantarkan padatan Sodium Karbonat ke dalam Bucket Elevator untuk
: dibawa kedalam Silo

Jenis : *Standard pitch single flight Screw Conveyor with Conical Hopper*

Spesifikasi Alat :

Hopper

Diameter : 1,6198 m

Tinggi : 1,6198 m

Volume : 0,9268 m³

Screw Conveyor

Diameter screw : 5 in = 12,69 cm

Panjang alat : 8 ft = 2,4383 m

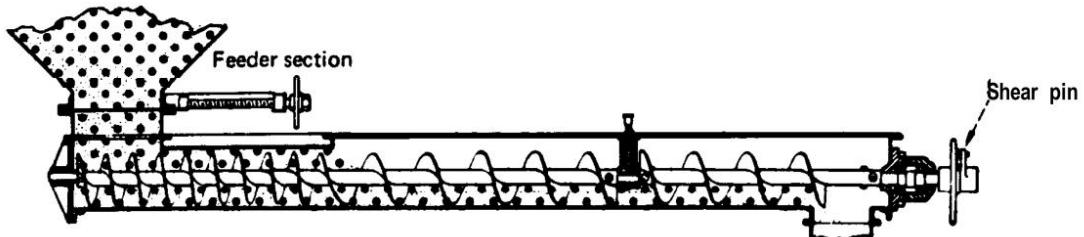
Luas penampang alat : 0,9723 m²

Volume alat : 0,0617 m³

Daya motor : 0,5 Hp

SCREW CONVEYOR - 02

(SC - 02)



Fungsi : Mengantarkan padatan Sodium Karbonat dari Tangki Silo-01 menuju Mixer

Jenis : *Standard pitch single flight Screw Conveyor*

1. Kondisi umpan untuk kebutuhan produksi

$$T = 30^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Komponen	BM	m	n	*p	q
	kg/kmol	kg/jam	kmol/jam	kg/l	l/jam
Na ₂ CO _{3(s)}	106	1866,1972	17,6056	2,5400	734,7233
H ₂ O	18	9,3310	0,5184	0,9168	10,1778
NaCl	58	1,8662	0,0322	2,1700	0,8600
Fe	56	0,0056	0,0001	7,8700	0,0007
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	0,0004	2,6902	0,0208
Jumlah		1877,4560	18,1567		745,7826

*Data densitas diambil dari Yaws. Chemical Properties

2. Dimensi alat

a) Desain Hopper

$$\text{Laju alir massa umpan} = 1877,4560 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir volumetrik umpan} = 0,7457 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dirancang agar waktu tinggal = 5 menit

$$\begin{aligned}\text{Maka, kapasitas alat} &= 0,7457 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot 5 \text{ menit} \cdot 1 \text{ jam} / 60 \text{ menit} \\ &= 0,0621 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang over design sebesar 20% untuk faktor safety.

$$\text{Kapasitas alat yang digunakan} = 1,2 \cdot 0,0621 \text{ m}^3$$

$$= 0,0745 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volume alat} &= \text{Volume cone} = \frac{1}{3} \cdot \text{Luas alas} \cdot \text{Tinggi} \\ &= \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot h\end{aligned}$$

Dirancang agar perbandingan D : h = 1 : 1

Sehingga, h = D

$$\text{Volume alat} = \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot D$$

$$0,0745 \text{ m}^3 = \frac{1}{12} \cdot \pi \cdot D^3$$

$$D = 0,6580 \text{ m} = 25,9092 \text{ in}$$

$$h = 0,6580 \text{ m} = 25,9092 \text{ in}$$

Tebal Hopper

Menggunakan persamaan 13.12 hal. 258.Brownell, 1979.

$$t = \frac{0,885 \cdot p \cdot d}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot p} + c \cdot n$$

$$t = \frac{0,885 \cdot 14,7 \text{ psia} \cdot 25,9092 \text{ in}}{2,18750 \text{ psia} \cdot 80\% - 0,2 \cdot 14,7 \text{ psia}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \cdot 10 \text{ tahun}$$

$$t = 0,1362 \text{ in}$$

Dambil ketebalan standar = 0,1875 in

b) Desain Screw Conveyor

Laju alir massa umpan = 1877,4560 kg/jam = 68,9652 lb/menit

Laju alir volumetrik umpan = 0,7457 m³/jam = 26,3370 ft³/jam

Dari Tabel 13. Brown. Unit Operations. Hal. 53. Spesifikasi standar untuk screw conveyor yang dapat digunakan adalah :

- Diameter screw = 3 in = 7,62 cm

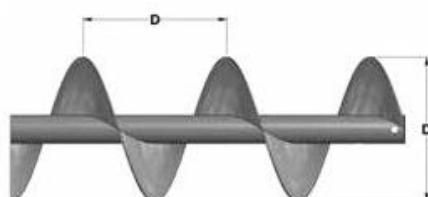
- Kapasitas maks. = 74 ft³/jam

- Rpm maks. = 250 rpm

Adapun panjang conveyor umumnya sekitar 8 - 12 ft. (Brown. Hal. 52)

Digunakan conveyor dengan panjang 12 ft (3,6575 m)

Jenis pitch yang digunakan adalah *standard pitch, single flight*. Jenis ini adalah yang paling biasa digunakan. Besarnya pitch sama dengan diameter luar screw (P=D).



Gambar 2. *standard pitch, single flight*

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang screw} &= \pi \cdot D \cdot L \\
 &= 3,14 \cdot 0,0762 \text{ m} \cdot 3,6575 \text{ m} \\
 &= 0,8751 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume alat} &= \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{2} \\
 &= \frac{\pi \cdot (0,0762 \text{ m})^2 \cdot 3,6575 \text{ m}}{2} \\
 &= 0,0333 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

3. Daya penggerak *screw conveyor*

Menggunakan persamaan pada hal. 53. Brown. Unit Operation :

$$\begin{aligned}
 \text{Hp} &= \frac{1,3 \cdot \text{kapasit as . panja ng}}{33000} \\
 &= \frac{1,3 \cdot 68,9652 \text{ lb/menit} \cdot 12 \text{ ft}}{33000} \\
 &= 0,0326 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Jika efisiensi motor = 80%

$$\begin{aligned}
 \text{Daya aktual screw conveyor} &= 0,0326 \text{ Hp} / 80\% \\
 &= 0,0407 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Dari standar NEMA, digunakan motor induksi 0,5 hp

KESIMPULAN
SCREW CONVEYOR - 02
(SC - 02)

Fungsi : Mengantarkan padatan Sodium Karbonat dari Tangki Silo-01 menuju Mixer

Jenis : *Standard pitch single flight Screw Conveyor*

Spesifikasi Alat :

Hopper

Diameter : 0,6580 m

Tinggi : 0,6580 m

Volume : 0,0745 m³

Screw Conveyor

Diameter screw : 3 in = 7,62 cm

Panjang alat : 12 ft = 3,657583 m

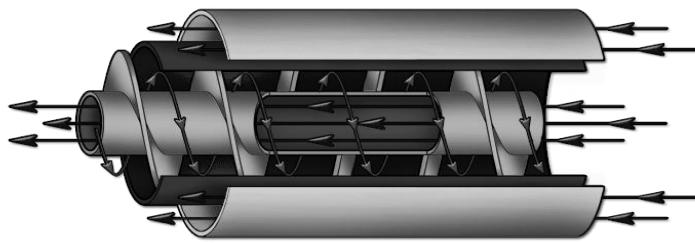
Luas penampang alat : 0,8751 m²

Volume alat : 0,0333 m³

Daya motor : 0,5 Hp

COOLING JACKETED SCREW CONVEYOR - 03

(SC - 03)



Fungsi : Mendinginkan dan mengantarkan produk padatan Disodium Fosfat Dihidrat : dari CF-01 menuju RD-01.

Jenis : *Standard pitch single flight Screw Conveyor with jacketed*

1. Kondisi umpan masuk

$$T = 75^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Komponen	BM	m	x_i	*p	q
	kg/kmol	kg/jam		kg/l	l/jam
Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O	178	2500,0000	94,93%	2,5260	989,7070
H ₂ O	18	131,5789	5,00%	0,9728	135,2513
NaCl	58	1,8662	0,07%	1,9098	0,9772
Fe	56	0,0056	2,22E-06	8,5400	0,0007
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	2,22E-05	2,4519	0,0228
As	75	0,0012	4,78E-07	9,2919	0,0001
Pb	207	0,0072	2,87E-06	10,9266	0,0007
Jumlah		2633,5152	100,00%		1125,9598

*Data densitas diambil dari Yaws. Chemical Properties

2. Dimensi alat

a) Desain Hopper

$$\text{Laju alir massa umpan} = 2633,5152 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir volumetrik umpan} = 1,1259 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Dirancang agar waktu tinggal} = 10 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka, kapasitas alat} &= 1,1259 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot 10 \text{ menit} \cdot 1 \text{ jam} / 60 \text{ menit} \\ &= 0,1720 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang over design sebesar 20% untuk faktor safety.

$$\text{Kapasitas alat yang digunakan} = 1,2 \cdot 0,1720 \text{ m}^3$$

$$= 0,2065 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume alat} = \text{Volume cone} = \frac{1}{3} \cdot \text{Luas alas} \cdot \text{Tinggi}$$

$$= \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot h$$

$$\text{Dirancang agar perbandingan } D : h = 1 : 1$$

$$\text{Sehingga, } h = D$$

$$\text{Volume alat} = \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot D$$

$$0,2065 \text{ m}^3 = \frac{1}{12} \cdot \pi \cdot D^3$$

$$D = 0,9241 \text{ m} = 36,38 \text{ in}$$

$$h = 0,9241 \text{ m} = 36,38 \text{ in}$$

Tebal Hopper

Menggunakan persamaan 13.12 hal. 258.Brownell, 1979.

$$t = \frac{0,885.p.d}{2.f.E - 0,2.p} + c.n$$

$$t = \frac{0,885 \cdot 14,7 \text{ psia} \cdot 36,38 \text{ in}}{2.18750 \text{ psia} \cdot 80\% - 0,2 \cdot 14,7 \text{ psia}} + 0,0125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \cdot 10 \text{ tahun}$$

$$t = 0,1407 \text{ in}$$

Diambil ketebalan standar = 0,1875 in

b) Screw Conveyor

Laju alir massa umpan = 2633,5152 kg/jam = 96,7378 lb/menit

Laju alir volumetrik umpan = 1,1260 m³/jam = 39,7628 ft³/jam

Dari Tabel 13. Brown. Unit Operations. Hal. 53. Spesifikasi standar untuk screw conveyor yang dapat digunakan adalah :

- Diameter screw = 3 in = 0,25 ft = 7,62 cm

- Kapasitas maks. = 74 ft³/jam

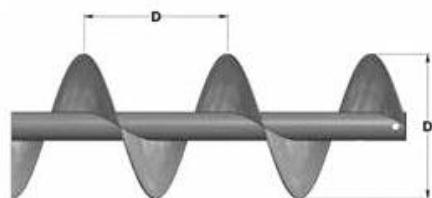
- Rpm maks. = 250 rpm

Adapun panjang conveyor umumnya sekitar 8 - 12 ft. (Brown. Hal. 52)

Digunakan conveyor dengan panjang 12 ft (3,6575 m).

Jumlah screw = 12 ft / 0,25 ft = 48

Jenis pitch yang digunakan adalah *standard pitch, single flight*. Jenis ini adalah yang paling biasa digunakan. Besarnya pitch sama dengan diameter luar screw (P=D).



Gambar 2. standard pitch, single flight

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang screw} &= \pi \cdot D \cdot L \\ &= 3,14 \cdot 0,0762 \text{ m} \cdot 3,6575 \text{ m} \\ &= 0,8751 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume alat} &= \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{2} \\ &= \frac{\pi \cdot (0,0762 \text{ m})^2 \cdot 3,6575 \text{ m}}{2} \\ &= 0,0333 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Daya penggerak screw conveyor

Menggunakan persamaan pada hal. 53. Brown. Unit Operation :

$$\begin{aligned}H_p &= \frac{1,3 \cdot \text{kapasit as . panja ng}}{33000} \\ &= \frac{1,3 \cdot 96,7378 \text{ lb/menit} \cdot 12 \text{ ft}}{33000} \\ &= 0,0457 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Jika efisiensi motor = 80%

$$\begin{aligned}\text{Daya aktual screw conveyor} &= 0,0457 \text{ Hp} / 80\% \\ &= 0,0571 \text{ HP}\end{aligned}$$

Dari standar NEMA, digunakan motor induksi 0,5 hp

4. Perancangan jaket pendingin

Data kapasitas panas :

Dari Chemical Properties, Yaws, 1999 :

$$Cp = A + B.T + C.T^2$$

Cp = Joule / (mol.K), T = K

Komponen	A	B	C
Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O	48,3900	2,20E-01	-6,12E-05
H ₂ O	9,6950	7,50E-02	-1,56E-05
NaCl	41,2930	3,36E-02	-1,39E-05
Fe	26,7480	-1,53E-02	3,84E-05
Na ₂ SO ₄	12,2020	5,81E-01	-6,06E-04
As	16,1860	3,99E-02	-3,74E-05
Pb	23,1670	1,16E-02	-2,05E-06

Panas yang dibawa umpan masuk (Q_{in}) :

$$T_1 \text{ umpan} = 75^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{reff}} = 25^\circ\text{C}$$

Komponen	Laju (kmol/jam)	$\int C_{pi} dT$ (kJ/kmol)	Beban panas (kJ/jam)
Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O	14,0449	5652,7830	79393,0199
H ₂ O	7,3099	1613,8178	11796,9134
NaCl	0,0322	2534,6085	81,5531
Fe	0,0001	1290,4130	0,1290
Na ₂ SO ₄	0,0004	6829,3446	2,6926
As	0,0000	1257,4216	0,0202
Pb	0,0000	1334,5926	0,0467
Total	21,3876		91274,3750

Panas yang umpan saat keluar (Q_{out}) :

$$T_1 \text{ umpan} = 40^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C}$$

Komponen	Laju (kmol/jam)	$\int C_p i dT$ (kJ/kmol)	Beban panas (kJ/jam)
Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O	14,0449	1648,3504	23150,9891
H ₂ O	7,3099	467,0850	3414,3642
NaCl	0,0322	753,8980	24,2573
Fe	0,0001	384,7051	0,0385
Na ₂ SO ₄	0,0004	1997,9753	0,7877
As	0,0000	373,0459	0,0060
Pb	0,0000	397,6829	0,0139
Total	21,3876		26590,4567

Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$Q_{in} - Q_c = Q_{out}$$

$$Q_c = 64683,9183 \text{ kJ/jam} = 61308,5174 \text{ btu/jam}$$

$$\text{Media pendingin} = \text{Air}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk, } T_{C1} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar, } T_{C2} = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu rata-rata pendingin} = 40^\circ\text{C}$$

Pada suhu rerata :

$$C_p = 0,9730 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\rho = 992,22 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah air pendingin, } m_{\text{air}} &= Q_c / C_p \cdot (T_{C2} - T_{C1}) \\ &= 61308,5174 \text{ btu/jam} / (0,9730 \text{ btu/lb}^\circ\text{F} \cdot (36)^\circ\text{F}) \\ &= 1750,3025 \text{ lb/jam} \\ &= 793,9372 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetrik air} &= 793,9372 \text{ kg/jam} / 992,22 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,8002 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas transfer panas (A)} &= Q / u_d \cdot \Delta T_{\text{lmtd}} \\ \Delta T_{\text{lmtd}} &= \frac{(T_1 - T_{C2}) - (T_2 - T_{C1})}{\ln \left(\frac{(T_1 - T_{C2})}{(T_2 - T_{C1})} \right)}\end{aligned}$$

$$\text{Suhu umpan masuk, } T_1 = 75^\circ\text{C} = 167^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu umpan masuk, } T_1 = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk, } T_{C1} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar, } T_{C2} = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$\text{Hasil kalkulasi } \Delta T_{\text{lmtd}} = 29,46^\circ\text{F}$$

$$\text{Koefisien transfer panas overall} = 250 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F} ; (\text{Kern, 1965}).$$

$$\begin{aligned}\text{Luas transfer panas (A)} &= \frac{61308,5174 \text{ btu/jam}}{250 \cancel{\text{btu}} / \cancel{\text{jam.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}} \cdot (29,46^\circ\text{F})} \\ &= 8,3224 \text{ ft}^2 = 0,7731 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas jaket conveyor} &= \pi \cdot D \cdot L \\ &= \pi \cdot 0,25 \text{ ft} \cdot 12 \text{ ft} \\ &= 9,4200 \text{ ft}^2 = 0,8751 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Luas jaket > luas transfer panas yang dibutuhkan. Sehingga penggunaan jaket memungkinkan untuk digunakan.

Jika lama waktu tinggal pendingin = 10 menit

$$\text{Volume jaket} = 0,8002 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot 10 \text{ menit} \cdot 1 \text{ jam} / 60 \text{ menit}$$

$$= 0,1334 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume jaket} = \left(\frac{D_j^2}{4} \cdot L_j \right) - \left(\frac{D_s^2}{4} \cdot L_s \right)$$

Dirancang Panjang jaket, L_j = 0,9 Panjang Screw Conveyor

$$= 0,9 \cdot 3,6575 \text{ m}$$

$$= 3,4747 \text{ m}$$

Sehingga :

$$0,1334 \text{ m}^3 = \left(\frac{D_j^2}{4} \cdot 3,4747 \text{ m} \right) - \left(\frac{(0,0762 \text{ m})^2}{4} \cdot 3,6575 \text{ m} \right)$$

$$D_j = 0,2345 \text{ m}$$

KESIMPULAN

COOLING JACKETED SCREW CONVEYOR - 03

(SC - 03)

Fungsi : Mendinginkan dan mengantarkan produk padatan Disodium Fosfat Dihidrat
: dari CF-01 menuju RD-01.

Jenis : *Standard pitch single flight Screw Conveyor with jacketed*

Spesifikasi Alat :

Hopper

Diameter : 0,9241 m

Tinggi : 0,9241 m

Volume : 0,1720 m³

Screw Conveyor

Diameter screw : 3 in = 7,62 cm

Panjang alat : 12 ft = 3,657583 m

Luas penampang alat : 0,8751 m²

Volume alat : 0,0333 m³

Daya motor : 0,5 Hp

Jaket pendingin

Diameter : 0,2345 m

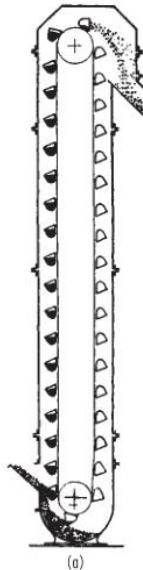
Panjang : 3,4747 m

BUCKET ELEVATOR - 01

(BE - 01)

Fungsi : Menaikkan padatan Sodium Karbonat yang diumparkan oleh Screw
: Conveyor - 01 ke dalam tangki Silo - 01

Jenis : *Centrifugal Discharge Spaced Bucket Elevator*



(Perry's Chemical Ed.7. Hal. 21-13)

Gambar 1. *Centrifugal Discharge Spaced Bucket Elevator*

1. Kondisi umpan masuk

Umparnya diterima dari Screw Conveyor - 01 dengan kondisi :

$$T = 30^\circ\text{C} ; P = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Jumlah umpan} = 14 \text{ ton/jam}$$

2. Dimensi alat

Tabel 21-8. Perry's Chemical Eng. Handbook. Ed. 7. Hal. 21-15. Terkait spesifikasi untuk Bucket Elevator, dengan laju umpan 14 ton/jam, spesifikasi Bucket Elevator yang digunakan adalah :

- a) Ukuran Bucket :

Panjang : 8 in = 203 mm

Lebar : 5 in = 127 mm

Tinggi : 5,5 in = 140 mm

Jarak antar bucket : 14 in = 356 mm

- b) Tinggi Elevator : 50 ft = 15,24 m

- c) Kapasitas maks. : 30 ton/jam

Volume bucket = Luas . Panjang

$$= (0,5 \cdot p \cdot l \cdot t)$$

$$= 0,5 \cdot 8 \cdot 5 \cdot 5,5 \text{ in}^3$$

$$= 110 \text{ in}^3 = 0,0018 \text{ m}^3$$

Densitas umpan = 2517,4306 kg/m³

Berat padatan per bucket = 2517,4306 kg/m³ . 0,0018 m³

$$= 4,5378 \text{ kg}$$

Waktu tinggal padatan per bucket = $\frac{\text{massa per bucket}}{\text{jumlah umpan}}$

$$= \frac{4,5378 \text{ kg}}{14000 \text{ kg / jam}}$$

$$= 0,00032 \text{ jam} = 0,01944 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi 1 bucket} &= \text{tinggi bucket} + \text{jarak antar bucket} \\
 &= 5,5 \text{ in} + 14 \text{ in} \\
 &= 19,5 \text{ in} = 1,625 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Elevator} &= 50 \text{ ft} = 15,24 \text{ m} \\
 \text{Jumlah bucket} &= \text{tinggi elevator} / \text{tinggi 1 bucket} \\
 &= 50 \text{ ft} / 1,625 \text{ ft} \\
 &= 30,77 \text{ bucket} = 31 \text{ bucket}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total waktu tinggal bahan di dalam bucket} &= 31 \cdot 0,01296 \text{ menit} \\
 &= 0,6028 \text{ menit} = 36,17 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linier bucket elevator} &= \text{tinggi elevator} / \text{total waktu tinggal} \\
 &= 50 \text{ ft} / 0,6028 \text{ menit} \\
 &= 82,9342 \text{ ft/menit} = 25,2783 \text{ m/menit}
 \end{aligned}$$

3. Daya penggerak *Bucket Elevator*

Menggunakan persamaan 5.26 Dari Walas. Chemical Eq. Selection. Hal. 82 :

$$H_p = 0,001[(L_1 / 30 + 5).u + (L_2 / 16 + 2 . L_3).T]$$

Dengan :

$$u = \text{bucket speed} = 82,9342 \text{ ft/menit}$$

$$T = \text{laju umpan} = 14 \text{ ton / jam}$$

L_1 = Panjang total alat = 40 ft

L_2 = panjang sisi horizontal = 0 ft

L_3 = panjang sisi vertikal = 40 ft

Sehingga :

$$H_p = 0,001.(40 / 30 + 5) . 82,9342 + (0 + 2 \cdot 75) \cdot 14$$

$$= 1,9528 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi motor yang digunakan = 80%

Daya aktual Bucket Elevator = 1,9528 Hp / 80%

$$= 2,4411 \text{ Hp}$$

Dari standar NEMA, digunakan motor induksi 3 hp

KESIMPULAN

BUCKET ELEVATOR - 01

(BE - 01)

Fungsi : Menaikkan padatan Sodium Karbonat yang diumparkan oleh Screw Conveyor - 01 ke dalam tangki Silo - 01

Jenis : *Centrifugal Discharge Spaced Bucket Elevator*

Spesifikasi Alat :

- Ukuran Bucket

Panjang : 8 in = 203 mm

Lebar : 5 in = 127 mm

Tinggi : 5,5 in = 140 mm

Jarak antar bucket : 14 in = 356 mm

- Jumlah Bucket : 31 buah

- Tinggi Elevator : 50 ft = 15,24 m

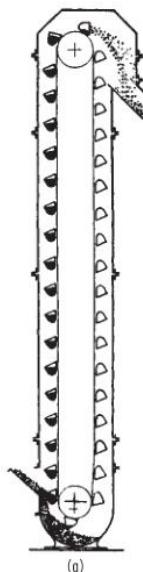
- Daya : 3 Hp

BUCKET ELEVATOR - 02

(BE - 02)

Fungsi : Menaikkan padatan Disodium Fosfat Dihidrat yang diumparkan oleh Screw
: Conveyor - 03 ke dalam tangki Silo - 02

Jenis : *Centrifugal Discharge Spaced Bucket Elevator*



(Perry's Chemical Ed.7. Hal. 21-13)

Gambar 1. *Centrifugal Discharge Spaced Bucket Elevator*

1. Kondisi umpan masuk

T = 45°C ; P = 1 atm

Jumlah umpan = 2525,2525 kg/jam

2. Dimensi alat

Tabel 21-8. Perry's Chemical Eng. Handbook. Ed. 7. Hal. 21-15. Terkait spesifikasi untuk Bucket Elevator, dengan laju umpan 2,5 ton/jam, spesifikasi Bucket Elevator yang digunakan adalah :

- a) Ukuran Bucket :

Panjang	: 6 in = 152 mm
Lebar	: 4 in = 102 mm
Tinggi	: 4,5 in = 108 mm
Jarak antar bucket	: 12 in = 305 mm
b) Tinggi Elevator	: 50 ft = 15,24 m
c) Kapasitas maks.	: 14 ton/jam

Volume bucket = Luas . Panjang

$$\begin{aligned} &= (0,5 \cdot p \cdot t) \cdot l \\ &= (0,5 \cdot 6 \cdot 4,5 \cdot 4) \text{ in}^3 \\ &= 54 \text{ in}^3 = 0,0008 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Densitas umpan = 2550,5474 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Berat padatan per bucket} &= 2550,5474 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0008 \text{ m}^3 \\ &= 2,2569 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal padatan per bucket} &= \frac{\text{massa per bucket}}{\text{jumlah umpan}} \\ &= \frac{2,2569 \text{ kg}}{2525,2525 \text{ kg / jam}} \\ &= 0,000885 \text{ jam} = 0,0536 \text{ menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi 1 bucket} &= \text{tinggi bucket} + \text{jarak antar bucket} \\
 &= 4,5 \text{ in} + 12 \text{ in} \\
 &= 16,5 \text{ in} = 1,375 \text{ ft} \\
 &= 41,91 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah bucket} &= \text{tinggi elevator} / \text{tinggi 1 bucket} \\
 &= 50 \text{ ft} / 1,375 \text{ ft} \\
 &= 36,3636 \text{ bucket} = 37 \text{ bucket}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total waktu tinggal bahan di dalam bucket} &= 37 \cdot 0,0536 \text{ menit} \\
 &= 1,9841 \text{ menit} = 119,0495 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linier bucket elevator} &= \text{tinggi elevator} / \text{total waktu tinggal} \\
 &= 50 \text{ ft} / 1,9841 \text{ menit} \\
 &= 25,1995 \text{ ft / menit} = 7,6808 \text{ m/menit}
 \end{aligned}$$

3. Daya penggerak *Bucket Elevator*

Menggunakan persamaan 5.26 Dari Walas. Chemical Eq. Selection. Hal. 82 :

$$H_p = 0,001[(L_1 / 30 + 5).u + (L_2 / 16 + 2 . L_3).T]$$

Dengan :

$$u = \text{bucket speed} = 25,1995 \text{ ft/menit}$$

$$T = \text{laju umpan} = 2,5252 \text{ ton / jam}$$

L_1 = Panjang total alat = 50 ft

L_2 = panjang sisi horizontal = 0 ft

L_3 = panjang sisi vertikal = 50 ft

Sehingga :

$$H_p = 0,001.(50 / 30 + 5) . 25,1995 + (0 + 2 \cdot 50) \cdot 2,5252$$

$$= 0,4205 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi motor yang digunakan = 80%

Daya aktual Bucket Elevator = 0,4205 Hp / 80%

$$= 0,5256 \text{ Hp}$$

Dari standar NEMA, digunakan motor induksi 1 hp

KESIMPULAN

BUCKET ELEVATOR - 02

(BE - 02)

Fungsi : Menaikkan padatan Disodium Fosfat Dihidrat yang diumpangkan oleh : Screw Conveyor - 03 ke dalam tangki Silo - 02

Jenis : *Centrifugal Discharge Spaced Bucket Elevator*

Spesifikasi Alat :

- Ukuran Bucket

Panjang : 6 in = 152 mm

Lebar : 4 in = 102 mm

Tinggi : 4,5 in = 114 mm

Jarak antar bucket : 12 in = 305 mm

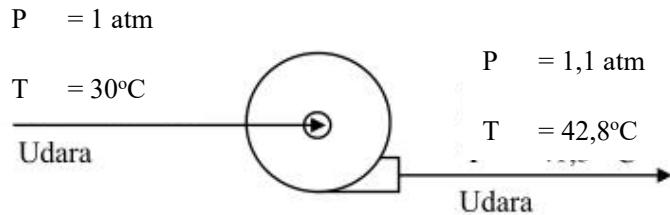
- Jumlah Bucket : 37 buah

- Tinggi Elevator : 50 ft = 15,24 m

- Daya : 1 Hp

BLOWER - 01

(BL - 01)



Gambar 1. Kondisi Operasi Blower

Fungsi : Mengalirkan udara kedalam Heater - 02 untuk dipanaskan dan diumpulkan
: kedalam Rotary Dryer - 01

Jenis : *Centrifugal* Blower

1. Kondisi Operasi dan Kapasitas Blower

$$P_{in} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{out} = 1,05 \text{ atm} = 16,2 \text{ atm}$$

$$T = 30^\circ\text{C} = 546^\circ\text{R}$$

$$\text{Kebutuhan udara umpan RD - 01} = 4420,5434 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas udara} = 1,2 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Perry's Chemical. Ed. 7th. Hal. 6-27})$$

$$\text{Volume udara} = 4420,5434 \text{ kg/jam} / 1,2 \text{ kg/m}^3$$

$$= 3683,7861 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 130091,6914 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 2168,1949 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

Dengan mengambil faktor safety 20%

Kapasitas blower = $1,2 \cdot 3683,7861 \text{ m}^3/\text{jam}$

$$= 4420,5433 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 156110,0296 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

2. Tipe Blower

Digunakan jenis single-stage centrifugal blower. Tipe ini umum digunakan untuk fluida dengan laju alir 50 - 10.000 ft³/menit.

3. Rasio Kapasitas (k)

$$k = \frac{C_p}{C_p - R}$$

Data konstanta kapasitas panas udara dari Yaws. Chemical Properties :

Komponen	A	B	C	D	E
O ₂	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
N ₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12

$$\text{Dengan } C_{p_i} = A_i + B_i \cdot T + C_i \cdot T^2 + D_i \cdot T^3$$

Dengan T = Suhu masuk gas (udara) = 30°C = 307K

Komponen	C _{p_i} (kJ/kmol.K)	x _i	C _{p_i} · y _i (kJ/kmol.K)
O ₂	29,0789	0,79	22,9724
N ₂	29,4950	0,21	6,1940
Jumlah			29,1663

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

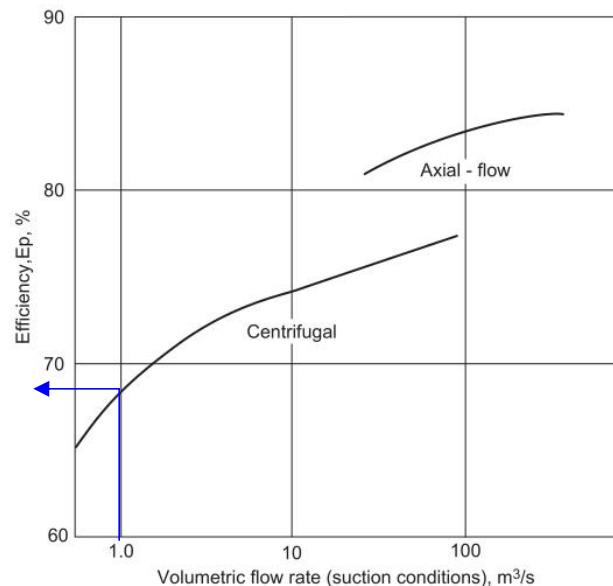
$$k = \frac{29,1663}{29,1663 - 8,314} = 1,3987$$

4. Efisiensi Adiabatis (e_{ad})

Persamaan 12-96 - 12-97 dari Ludwig. Applied Process Design for Chem. And Petrochem. Plants. Vol. 3 Hal. 486 :

$$\begin{aligned} e_{ad} &= \frac{H_{ad}}{H_p} \cdot (e_p) \\ &= \frac{R.T_{in}.[k/(k-1)].\left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}}\right)^{\left(\frac{k-1}{n}\right)} - 1\right]}{R.T_{in}.[n/(n-1)].\left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}}\right)^{\left(\frac{n-1}{n}\right)} - 1\right]} \cdot (e_p) \end{aligned}$$

e_p = Efisiensi politropik



Towler. Chemical. Eng. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. Fig. 3.6. Hal. 106.

$$V = 3683,7861 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1,0232 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\text{Efisiensi Polytropic } (e_p) = 68\%$$

Persamaan 12-98 dari Ludwig. Applied Process Design for Chem. And Petrochem. Plants. Vol. 3 Hal. 486 :

$$e_p = \frac{n.(k-1)}{k.(n-1)}$$

$$\frac{n}{(n-1)} = \frac{k-1}{k.e_p}$$

$$k = 1,3987$$

$$e_p = 68\%$$

Hasil perhitungan :

$$n = 1,7217$$

$$e_{ad} = 68\%$$

5. Kebutuhan Daya Aktual Untuk Operasi Blower

Persamaan 12-114 dari Ludwig. Applied Process Design for Chem. And Petrochem. Plants. Vol. 3 Hal. 491 :

$$bhp = \frac{P_{in} \cdot V_{in} \cdot [n / (n-1)]}{229 \cdot e_a} \cdot \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

Dengan :

bhp = Brake horsepower (hp)

P_{in} = Tekanan inlet (psi) = 14,70 psi

P_{out} = Tekanan outlet (psi) = 15,43 psi

V = Laju alir volumetrik umpan (ft³/menit) = 2168,1948 ft³/menit

e_a = Efisiensi adiabatis = 68%

n = konstanta kompresi polytropic = 1,7217

Hasil perhitungan :

bhp = 7,5970 hp

Digunakan standar NEMA = 10 hp

6. Suhu Udara Keluaran Blower

Persamaan 12-115 dari Ludwig. Applied Process Design for Chem. And Petrochem. Plants. Vol. 3 Hal. 491 :

$$T_{out} = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\left(\frac{n-1}{n} \right)} \cdot T_{in}$$

Dengan ; T = °R dan P = psi

$$T_{out} = \left(\frac{15,43}{14,7} \right)^{\left(\frac{1,7217-1}{1,7217} \right)} \cdot 546^{\circ} R$$

$$= 557,28^{\circ} R$$

$$= 36,27^{\circ} C$$

7. Spesifikasi pasar

Dalam hal ini digunakan blower yang diproduksi oleh spencerturbine.com

Berikut katalog dari centrifugal blower yang diproduksi spencerturbine.com :

Catalog Number	Performance Ratings (Inches H ₂ O @ 70 °F, 14.7 PSIA, 3500 RPM)											
	2000 CFM		2200 CFM		2500 CFM		3000 CFM		3500 CFM		4000 CFM	
	Δ P	BHP	Δ P	BHP	Δ P	BHP	Δ P	BHP	Δ P	BHP	Δ P	BHP
0507 SS	9.8	6.7	7.9	7.2								
0710 SS	15.5	10.8	11.5	13.0								
0715 SS	20.3	11.5	18.5	12.3	15.0	16.8						
1010 SS	23.9	12.2	20.5	13.0								
1015 SS	30.1	13.9	29.1	14.8	27.0	16.1	22.2	18.2				
1020 SS	31.6	16.3	31.3	17.1	30.7	18.2	29.0	20.2	26.6	22.2	23.4	24.2
1025 SS	33.2	17.0	32.9	17.8	32.2	19.1	30.8	21.3	29.0	23.4	27.0	25.6
1030 SS	34.3	17.7	34.0	18.6	33.4	20.0	32.3	22.3	30.8	24.6	29.0	26.9

CFM (Cubic Feet/Menit) umpan = 2168,1949 ft³/menit

Digunakan katalog *number* 1010 SS.

Spesifikasi Blower :

Kapasitas maks. = 2200 CFM

ΔP = 20,5 in.H₂O ≈ 0,05 atm

Daya maks. = 13 bhp

KESIMPULAN

BLOWER - 01

(BL - 01)

Fungsi : Mengalirkan udara kedalam Heater - 02 untuk dipanaskan dan diumpankan : kedalam Rotary Dryer - 01

Jenis : *Centrifugal Blower*

Kondisi Operasi :

Tekanan masuk : 1 atm

Suhu masuk : 30°C

Tekanan keluaran : 1,05 atm

Suhu keluaran : 36,27°C

Spesifikasi Alat :

Kapasitas maks. : 2200 ft³/menit

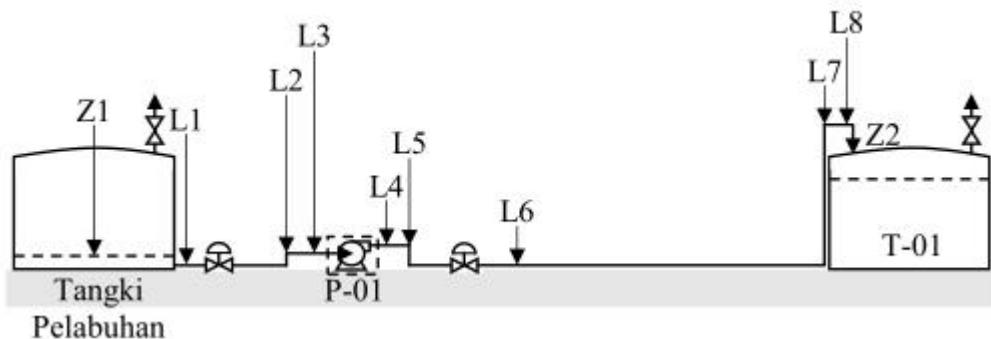
Efisiensi : 67%

Daya : 10 hp

Jumlah : 1

PERANCANGAN POMPA 1

(P-01)



Tugas : Memompa H_3PO_4 dari Pelabuhan menuju Tangki Penyimpanan (T-01)

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaian:

$$L_1 = 1 \text{ m} ; \quad L_3 = 1 \text{ m} ; \quad L_5 = 0,5 \text{ m} ; \quad L_7 = 2 \text{ m}$$

$$L_2 = 0,5 \text{ m} ; \quad L_4 = 1 \text{ m} ; \quad *L_6 = 2500 \text{ m} ; \quad L_8 = 2 \text{ m}$$

* L_6 = Perkiraan jarak dari pelabuhan menuju pabrik

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \sum L = 2523,9 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m (ketinggian suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 18,9 \text{ m (Tinggi tangki penyimpanan)}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Tangki truk kontainer

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Tangki Penyimpanan H₃PO₄

- Tinggi *Discharge Head* = 18.9 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Jumlah H₃PO₄ yang akan dipompa = 1421,1256 m³

*Jumlah mengikuti perhitungan kapasitas tangki penyimpanan H₃PO₄ (T-01)

Densitas asam fosfat (ρ_a) = 1650,9096 kg/m³

Lama proses pengisian berkaitan dengan ukuran pipa.

Ditetapkan lama pengisian = 18 jam = 1080 menit

Maka laju alir volumetrik umpan (F_v) = 1421,1256 m³ / 1080 menit

$$= 1,3159 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 0,0219 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 347,6130 \text{ gpm}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui,

Diopt	=	3,9	x	$Ql^{0.45}$	x	$\rho l^{0.13}$
	=	3,9	x	0,7745 ^{0.45}	x	103,06 ^{0.13}
	=	6,3507	in			
	=	0,1613	m			

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.06	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 8,625 in

Inside Diameter, ID = 7,981 in = 0,2027 m

Flow Area per pipe = 50 in² = 0,0323 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0219 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0323 \text{ m}^2} = 0,6798 \text{ m/s}$$

Viskositas Campuran: = 303 K

Komponen	fraksi (x)	Viskositas, μ (cP)	$\ln \mu$	$x \cdot \ln \mu$
H ₃ PO ₄	0,75	148,9640	5,0037	3,7528
H ₂ O	0,25	0,7926	-0,2325	-0,0581
As	5,2473E-07	0,0772	-2,5611	-1,34E-06
F	1,04946E-05	3,11E-06	-12,6825	-1,33E-04
Pb	3,14838E-06	12,9812	2,5635	8,07E-06
Total				3,6945

Viskositas dari Perry's Chemical = $\ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = 3,6945$

$$\begin{aligned}\mu_{\text{mix}} &= 40,2269 \text{ cP} \\ &= 0,0402 \text{ kg/m.s}\end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned}Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{1650,9096 \times 0,6798 \times 0,2027}{0,0402} \\ &= 5656,0964\end{aligned}$$

Kekasaran Relatif Baja

Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\epsilon = 0,046 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran relatif } \epsilon/\text{ID} &= \frac{0,046}{202,72} \\ &= 0,0002 \end{aligned}$$

Faktor Friksi Darcy :

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

$$\text{Dimana, } e/\text{ID} = 0,0002$$

$$Re = 5656,0964$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. *Fluid Mechanics*. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re\sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,009$

Memilih Panjang Ekivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	25	1	25	7,62

<i>Sudden construction</i>	50	1	50	15,24
<i>Swing Check Valve, fully open</i>	135	1	135	41,1480
<i>Globe valve, open</i>	340	1	340	103,6320
<i>Square elbow (90°)</i>	30	7	210	64,0080
Total				231,6480

$$\Sigma L_e = 231,6480 \text{ m}$$

$$\Sigma L_e + L = 2677,9652 \text{ m} = 8785,8754 \text{ ft}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

$$\text{Panjang total pipa} = 2677,9652 \text{ m}$$

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned} \text{Head friction } (h_f) &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{0,009 \cdot 2677,9652 \cdot (0,6798)^2}{0,2027 \cdot 2 \cdot 9,8} = 2.8323 \text{ m} \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\begin{aligned} \frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + hf + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\ h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\ &= 20,7559 \text{ m} \\ &= 68,0968 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

$$Ns = \text{Kecepatan spesifik}$$

N	=	Kecepatan putar (rpm)
Q	=	Kapasitas Pompa (Gpm)
H	=	Head Pompa (ft)

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

Kecepatan putar dipilih	:	2000	rpm		
Faktor slip	:	5	%		
rpm	=	2000	rpm	x	0.95
	=	1900	rpm		

Maka,

$$Ns = \frac{1900 \times (347,613)^{0.5}}{68,0968^{0.75}}$$

$$Ns = 1494,3639$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

NPSH_{required} (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988. Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0.5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

$$\text{rpm} = 2000 \text{ rpm}$$

$$\text{gpm} = 347,6130 \text{ gpm}$$

$$NPSH_{req} = [(2000) \cdot (347,6130)^{0.5} / 7900]^{4/3}$$

$$= 7,9177 \text{ ft} = 2,4133 \text{ m}$$

NPSH_{available} (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_{\text{available}} &= 1,35 \cdot (\text{NPSH}_{\text{req}}) \\ &= 10,6889 \text{ ft} = 3,2580 \text{ m} \end{aligned}$$

Nilai NPSH_{available} > NPSH_{req} kavitas dapat dihindari.

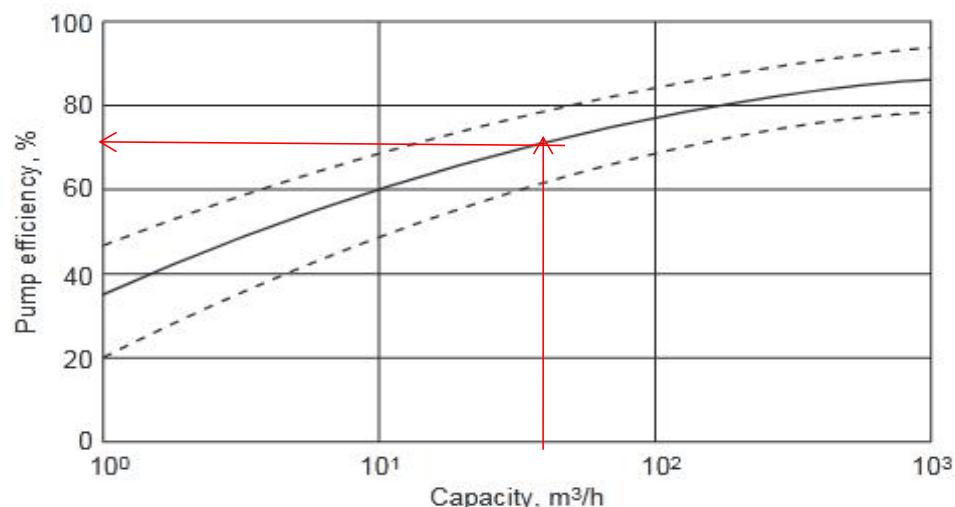
6. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m^3 /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m^3)

Data dari fig 20.14. Towler & Sinnott, untuk :

Kapasitas = $78,9514 m^3/jam$ dan Head = $20,7559 m$



Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 78%

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0219 m^3/s \times 20,7559 m \times 1650,9096 kg/m^3}{0,78} \\ &= 1638,6065 \text{ kg.m/s} \quad \times 9,8 m/s^2 \\ &= 16058,3440 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 21,5345 \text{ Hp} \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991),
hal. 521

dengan nilai BHP = 21,5345 Hp, didapat :

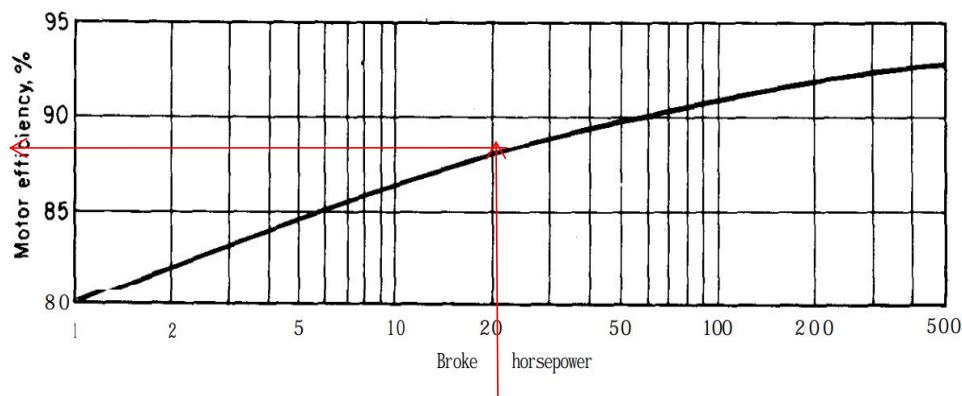


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 88 \%$$

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{21,5345}{0,88} \\ &= 24,47 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 25 Hp

KESIMPULAN POMPA (P-01)

Tugas : Memompa H₃PO₄ dari Truk menuju Tangki Penyimpanan H₃PO₄

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Pemilihan Pipa :

<i>Normal Pipe Size, Nps</i>	=	8	in
<i>Schedule Number, Sch</i>	=	40	
<i>Outside Diameter, OD</i>	=	8,625	in
<i>Inside Diameter, ID</i>	=	7,981	in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 78,9514 m³/jam = 347,6130 gpm

Head Pompa :

-Panjang Total = 2702,5128 m

-Total Head Pompa = 20,7559 m

Putaran Pompa:

-Kecepatan Putar = 2000 rpm

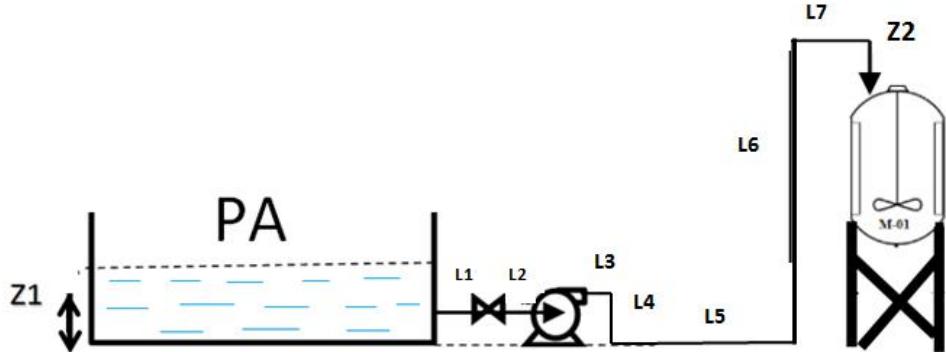
-Motor Standar = 25 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

PERANCANGAN POMPA 2

(P-02)



Tugas : Memompa H_2O dari Penampungan Air menuju Mixer 1 (M-01)

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan:

$$L_1 = 1 \text{ m} ; \quad L_3 = 0,5 \text{ m} ; \quad L_5 = 2,5 \text{ m} ; \quad L_7 = 1 \text{ m}$$

$$L_2 = 1 \text{ m} ; \quad L_4 = 1 \text{ m} ; \quad L_6 = 4 \text{ m} ;$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \Sigma L = 11 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m} \text{ (ketinggian suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 4 \text{ m} \text{ (Tinggi mixer)}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Tangki penampungan air

$$\text{- Tinggi } Suction \text{ Head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{- Tekanan, } P_1 = 1 \text{ atm}$$

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk mixer

$$\text{- Tinggi } Discharge \text{ Head} = 4 \text{ m}$$

$$\text{- Tekanan, } P_2 = 1 \text{ atm}$$

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\text{Laju alir volumetrik umpan (F}_v\text{)} = 3.7959 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1.0461 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 0.0174 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 0.61575 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 276.366 \text{ gpm}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_l^{0.45} \times \rho_l^{0.13}$$

Dengan : D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (in)

Q_l : Kecepatan Volume Fluida (ft^3/s)

ρ_l : Densitas Fluida (lb/ft^3)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \times Q_l^{0.45} \times \rho_l^{0.13} \\ &= 3,9 \times 0.6157^{0.45} \times 62,1751^{0.13} \\ &= 5,3637 \text{ in} \\ &= 0,1362 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

Diameter pipa standar = 6,065 in = 0,1540 m

Luas penampang = 28,9 in^2 = 0,0322 m^2

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0174 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0186 \text{ m}^2} = 0,9351 \text{ m/s}$$

Viskositas Campuran: $= 303 \text{ K}$

Komponen	fraksi (x)	Viskositas, μ (cP)	$\ln \mu$	$x \cdot \ln \mu$
H ₂ O	1,00	0,7926	-0,2325	-0,2325

Viskositas dari Perry's Chemical $= \ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = -0,2325$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,7926 \text{ cP}$$

$$= 0,0008 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{995,9500 \times 0,9351 \times 0,1540}{0,0008} \\ &= 181027,0723 \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif Baja

Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\epsilon = 0,046 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran relatif} \quad \epsilon/ID &= \frac{0,046}{154,051} \\ &= 0,0003 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re\sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,0044$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics. Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50
Swing Valve	30	1	30
Globe valve, open	340	1	340
90° Standard Elbow	30	5	210
Total			595

*Diambil dari Towler, 2013

$$\begin{aligned}\text{Panjang ekivalen} &= 595 \cdot D_i \\ &= 595 \cdot 6,065 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft} \\ &= 300,7229 \text{ ft} = 91,6603 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang pipa keseluruhan} &= 11 \text{ m} + 91,6603 \text{ m} \\ &= 102,7 \text{ m}\end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

Panjang total pipa = 102,7 m

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}\text{Head friction } (h_f) &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{0,0003 \cdot 102,7 \cdot (0,9351)^2}{0,1540 \cdot 2 \cdot 9,8} \\ &= 0,1313 \text{ m}\end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernoullly :

$$\begin{aligned}\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + hf + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\ h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\ h_{man} &= 3,1759 \text{ m} \\ &= 10,4197 \text{ ft}\end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

Ns	=	Kecepatan spesifik
N	=	Kecepatan putar (rpm)
Q	=	Kapasitas Pompa (Gpm)
H	=	Head Pompa (ft)

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan putar dipilih} & : & 2000 & \text{ rpm} \\
 \text{Faktor slip} & : & 5 & \% \\
 \text{rpm} & = & 2000 & \text{ rpm} & \times & 0.95 \\
 & = & 1900 & \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 N_s &= \frac{1900 \times (276,3666)^{0.5}}{10,4198^{0.75}} \\
 N_s &= 5446,3190
 \end{aligned}$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988. Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0.5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

$$\text{rpm} = 2000 \text{ rpm}$$

$$\text{gpm} = 276,3666 \text{ gpm}$$

$$\begin{aligned}
 NPSH_{req} &= [(2000) \cdot (276,3666)^{0.5} / 7900]^{4/3} \\
 &= 6,7950 \text{ ft} = 2,0711 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$NPSH_{available}$ (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$\begin{aligned}
 NPSH_{available} &= 1,35 \cdot (NPSH_{req}) \\
 &= 9,1733 \text{ ft} = 2,796 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Nilai $NPSH_{available} > NPSH_{req}$ kavitas dapat dihindari.

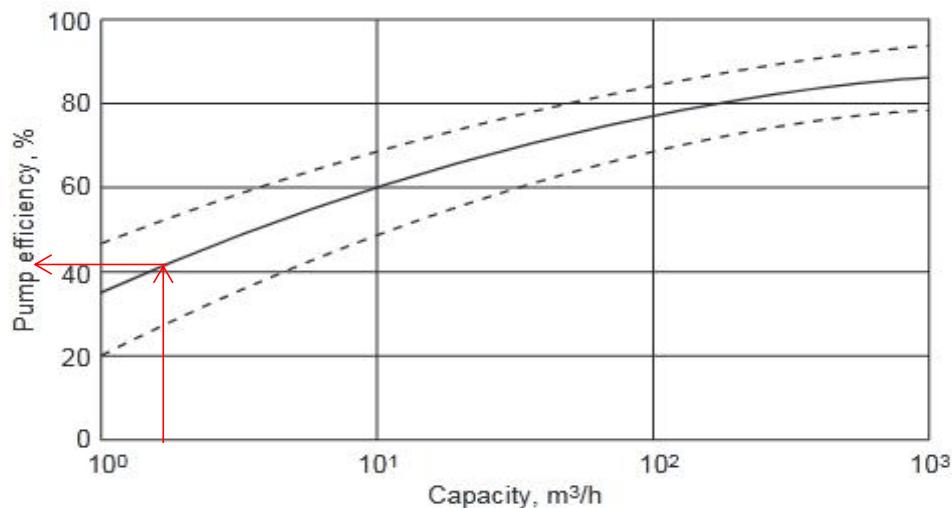
6. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m^3 /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m^3)

Dari Towler. Hal. 252 :

Dengan kapasitas $3.7959 m^3/jam$ dan besar head pump $0,1598 m$.



Effisiensi pompa = 41%

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0.0174 \text{ m}^3/\text{s} \times 3,1759 \text{ m} \times 995,9500 \text{ kg/m}^3}{0,41} \\
 &= 134,5158 \text{ kg.m/s} \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 &= 1318,255 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 1,7678 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521

dengan nilai BHP = 1,7678 Hp, didapat :

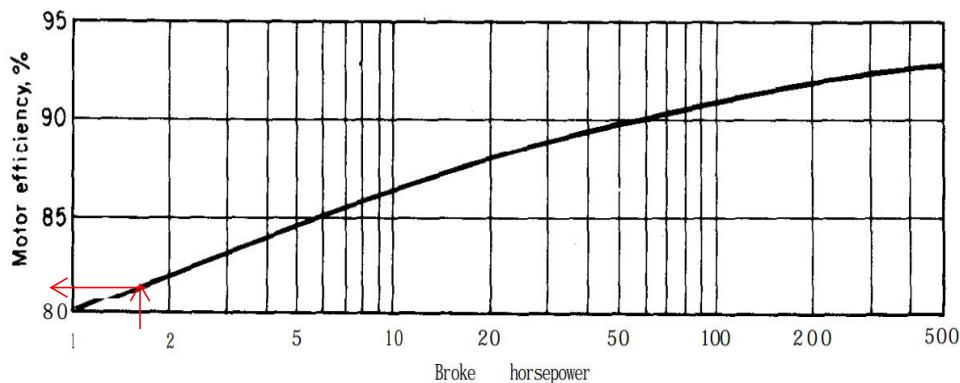


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 83 \%$$

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{1,7678}{0,83} \\ &= 2.1298 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 3 Hp

KESIMPULAN POMPA (P-02)

Tugas : Memompa H₂O dari Penampungan Air menuju Mixer 1 (M-01)

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 5,3637 in

Panjang pipa keseluruhan = 102,7 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 3.3626 m³/jam = 276,.3666 gpm

Total Head Pompa = 3,1759 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

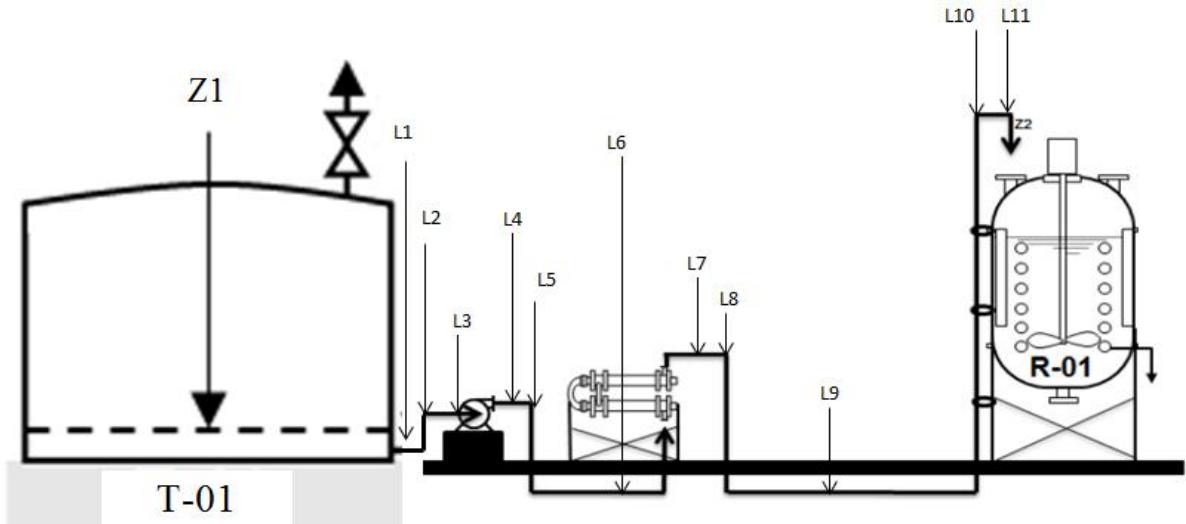
Motor Standar = 3 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

PERANCANGAN POMPA 3

(P-03)



Tugas : Memompa H_3PO_4 dari Tangki Penyimpanan 01 (T-01) ke Reaktor 01 (R-01)

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$T = 30 \quad {}^\circ\text{C} = 303 \quad \text{K}$$

$$P = 1 \quad \text{atm}$$

Rencana Pemipaan:

$$L_1 = 1 \text{ m} ; \quad L_3 = 1 \text{ m} ; \quad L_5 = 1,5 \text{ m} ;$$

$$L_2 = 1 \text{ m} ; \quad L_4 = 1 \text{ m} ; \quad L_6 = 2 \text{ m} ;$$

$$L_7 = 1 \text{ m} ; \quad L_8 = 2 \text{ m} ; \quad L_9 = 3 \text{ m} ;$$

$$L_{10} = 4 \text{ m} ; \quad L_{11} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \Sigma L = 18,5 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m} \text{ (ketinggian suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 4 \text{ m} \text{ (Tinggi mixer)}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Tangki penyimpanan 01

$$\begin{aligned} - \text{Tinggi } Suction \text{ Head} &= 1 \text{ m} \\ - \text{Tekanan, P1} &= 1 \text{ atm} \end{aligned}$$

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk reaktor 01

$$\begin{aligned} - \text{Tinggi } Discharge \text{ Head} &= 4 \text{ m} \\ - \text{Tekanan, P2} &= 1 \text{ atm} \end{aligned}$$

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Maka laju alir volumetrik umpan (F}_v\text{)} &= 1,3934 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0232 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 0,0004 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 0,0136 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 6,1352 \text{ gpm} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_1^{0.45} \times \rho_1^{0.13}$$

Dengan : D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (in)

$$\begin{aligned}
Q_l & : \text{Kecepatan Volume Fluida (ft}^3/\text{s)} \\
\rho_l & : \text{Densitas Fluida (lb/ft}^3) \\
\text{Diopt} & = 3,9 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\
& = 3,9 \times 0,0136^{0,45} \times 103,0629^{0,13} \\
& = 1,0324 \text{ in} \\
& = 0,0262 \text{ m}
\end{aligned}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

$$\text{Diameter pipa standar} = 1,66 \text{ in} = 0,0421 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = 1.5 \text{ in}^2 = 0,0009 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0038 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0009 \text{ m}^2} = 0,3999 \text{ m/s}$$

$$\text{Viskositas Campuran:} = 303 \text{ K}$$

Komponen	fraksi (x)	Viskositas, μ (cP)	Ln.Cp	x . μ
H ₃ PO ₄	0.75	148.9640	5.0037	004
H ₂ O	0.25	0.7926	-0.2325	-0.0581
As	5.2473E-07	0.0772	-2.5611	-1.34E-06
F	1.04946E-05	3.11E-06	-12.6825	-1.33E-04
Pb	3.14838E-06	12.9812	2.5635	8.07E-06
Total				3.6945

$$\text{Viskositas dari Perry's Chemical} = \ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = 3,6945$$

$$\mu_{\text{mix}} = 40,2270 \text{ cP}$$

$$= 0,0402 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned}
\text{Re} & = \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\
& = \frac{1650.9095 \times 0,3999 \times 0,0350 \text{ m}}{0,0402 \text{ kg/m.s}} \\
& = 573,374
\end{aligned}$$

Kekasaran Relatif Baja

Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\epsilon = 0,046 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran relatif } \epsilon/\text{ID} &= \frac{0,046}{35,052} \\ &= 0,0013 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re\sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,019$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics.

Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50
Swing Valve	30	1	30
Globe valve, open	340	1	340

<i>90° Standard Elbow</i>	30	11	330
Total			775

*Diambil dari Towler, 2013

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang ekivalen} &= 775 \cdot D_i \\
 &= 775 \cdot 1,38 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft} \\
 &= 89,1250 \text{ ft} = 27,1653 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa keseluruhan} &= 18,5 \text{ m} + 27,17 \text{ m} \\
 &= 45,7 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

$$\text{Panjang total pipa} = 45,7 \text{ m}$$

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}
 \text{Head friction } (h_f) &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\
 &= \frac{0,019 \cdot 45,7 \cdot (0,3999)^2}{0,0350 \cdot 2 \cdot 9,8} \\
 &= 0,2061 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\begin{aligned}
 \frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + hf + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\
 h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\
 h_{man} &= 3,214 \text{ m} \\
 &= 10,5457 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0.5}}{H^{0.75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

Ns	=	Kecepatan spesifik
N	=	Kecepatan putar (rpm)
Q	=	Kapasitas Pompa (Gpm)
H	=	Head Pompa (ft)

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

Kecepatan putar dipilih	:	2000	rpm
Faktor slip	:	5	%
rpm	=	2000	rpm
	=	1900	rpm

Maka,

$$Ns = \frac{1900 \times (6,1352)^{0.5}}{10,5457^{0.75}}$$

$$Ns = 846,5190$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988.Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0.5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

$$\begin{aligned}\text{rpm} &= 2000 \text{ rpm} \\ \text{gpm} &= 6,1352 \text{ gpm} \\ \text{NPSH}_{\text{req}} &= [(2000) .(6,1352)^{0,5} / 7900)]^{4/3} \\ &= 0.5367 \text{ ft} = 0,1636 \text{ m}\end{aligned}$$

NPSH_{available} (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$\begin{aligned}\text{NPSH}_{\text{available}} &= 1,35 . (\text{NPSH}_{\text{req}}) \\ &= 0.7245 \text{ ft} = 0,22085 \text{ m}\end{aligned}$$

Nilai NPSH_{available} > NPSH_{req} kavitas dapat dihindari.

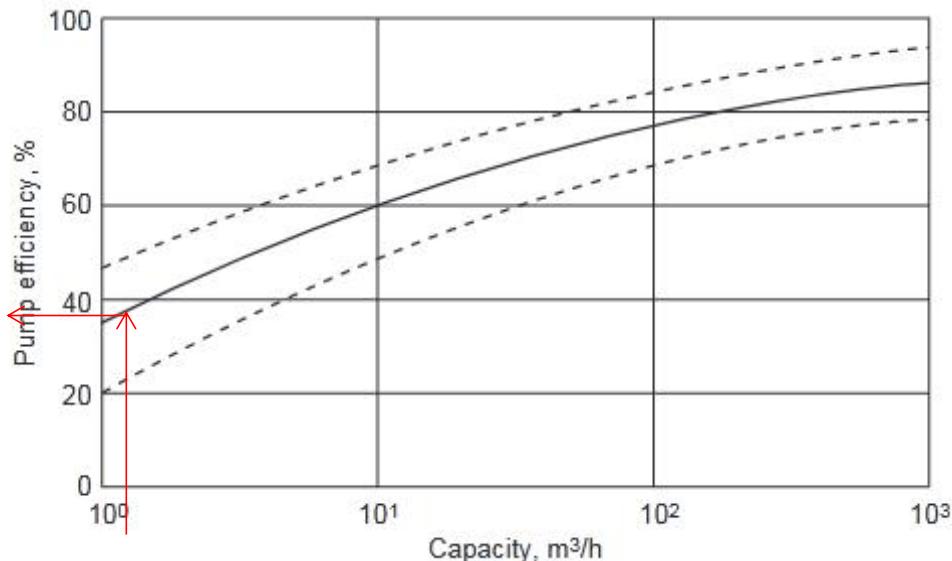
6. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m^3 /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m^3)

Dari Towler. Hal. 252 :

Dengan kapasitas $1.3934 m^3/jam$ dan besar head pump $3,3822 m$



Effisiensi pompa = 38%

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0.0039 \text{ } m^3/s \times 3,3822 \text{ } m \times 1650,9096 \text{ } kg/m^3}{0,38} \\
 &= 12,5391 \text{ } kg \cdot m/s \times 9,8 \text{ } m/s^2 \\
 &= 122,883 \text{ } kg \cdot m^2/s^3 \\
 &= 0,1647 \text{ } Hp
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 0.1647 Hp, didapat :

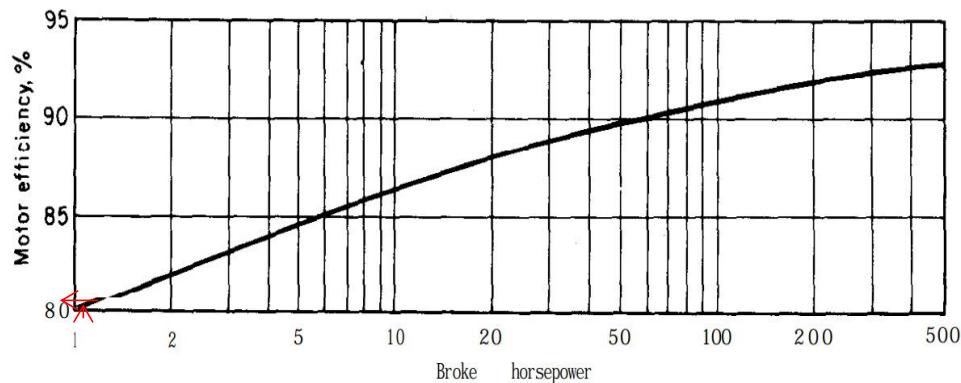


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,1647}{0,80} \\ &= 0,2058 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 0,5 Hp

KESIMPULAN POMPA (P-03)

Tugas : Memompa H₃PO₄ dari Tangki Penyimpanan 01 (T-01) ke Reaktor 01 (R-01)

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 1,0324 in

Panjang pipa keseluruhan = 45,7 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 1.3934 m³/jam = 6,1352 gpm

Total Head Pompa = 3,214 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

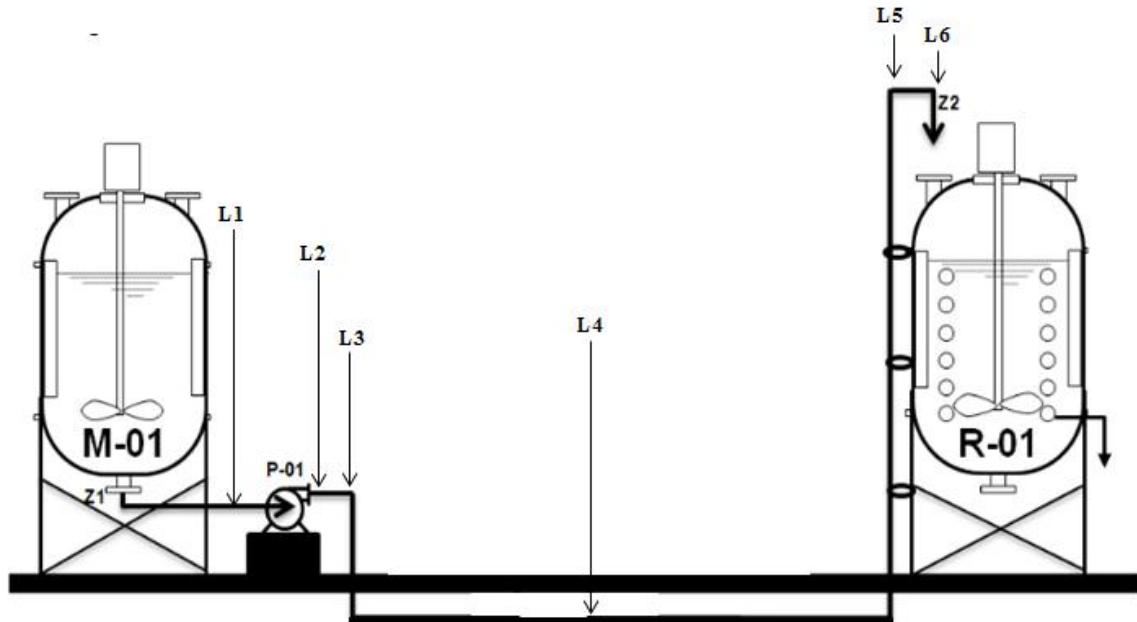
Motor Standar = 0,5 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

PERANCANGAN POMPA 4

(P-04)



Tugas : Memompa Na_2CO_3 , H_2SO_4 , H_2O dan recycle dari Mixer ke Reaktor 01 (R-01)

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$T = 30 \quad {}^\circ\text{C} = 303 \quad \text{K}$$

$$P = 1 \quad \text{atm}$$

Rencana Pemipaan:

$$L_1 = 1 \text{ m} ; \quad L_3 = 1 \text{ m} ; \quad L_5 = 4 \text{ m} ;$$

$$L_2 = 0,5 \text{ m} ; \quad L_4 = 3 \text{ m} ; \quad L_6 = 0,5 \text{ m} ;$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \Sigma L = 10 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m} \text{ (ketinggian suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 4 \text{ m} \text{ (Tinggi mixer)}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Mixer 01

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk reaktor 01

- Tinggi *Discharge Head* = 4 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Maka laju alir volumetrik umpan } (F_v) &= 4,9679 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0827 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 0,0014 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 0,0487 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 21,8731 \text{ gpm} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_1^{0.45} \times \rho_1^{-0.13}$$

Dengan : D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (in)

Q_1 : Kecepatan Volume Fluida (ft^3/s)

$$\begin{aligned}
 \rho l & : \text{ Densitas Fluida (lb/ft}^3\text{)} \\
 \text{Diopt} & = 3,9 \times Ql^{0.45} \times \rho l^{0.13} \\
 & = 3,9 \times 0,0487^{45} \times 86,0691^{13} \\
 & = 1,7869 \text{ in} \\
 & = 0,0453 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

$$\text{Diameter pipa standar} = 2,067 \text{ in} = 0,0520 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0021 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0014 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0021 \text{ m}^2} = 0,6384 \text{ m/s}$$

$$\text{Viskositas Campuran:} = 368 \text{ K}$$

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Viskositas μ (cP)	x_i	$\ln \eta$	$x_i \ln n$
Na ₂ CO ₃	106	2426.0563	4.0310	0.3332	1.3940	0.4645
H ₃ PO ₄	98	56.3421	3.7629	0.0077	1.3252	0.0103
H ₂ O	18	4755.7284	0.5899	0.6532	-0.5278	-0.3448
NaCl	58	1.8662	7.9076	0.0003	2.0678	0.0005
Fe	56	0.0056	24.9492	0.0000	3.2168	2.47E-06
Na ₂ SO ₄	142	0.0560	164.5444	0.0000	5.1032	3.92E-05
Na ₂ HPO ₄	142	40.6834	0.9905	0.0056	-0.0095	-0.0001
total		7280.7381		1.0000		0.1305

$$\text{Viskositas dari Perry's Chemical} = \ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = 0,1305$$

$$\mu_{\text{mix}} = 1,1394 \text{ cP}$$

$$= 0,0011 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Numbers:

$$Re = \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l}$$

$$= \frac{1378,6946 \times 0,6384 \times 0,0525 \text{ m}}{0,0011 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 43118,27$$

Kekasaran Relatif Baja

Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\epsilon = 0,046 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran relatif } \epsilon/\text{ID} &= \frac{0,046}{52,5018} \\ &= 0,0009 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re\sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,0060$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics.

Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50
Swing Valve	30	1	30
Globe valve, open	340	1	340
90° Standard Elbow	30	5	150
Total			595

*Diambil dari Towler, 2013

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang ekivalen} &= 595 \cdot D_i \\
 &= 595 \cdot 2,067 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft} \\
 &= 102,4888 \text{ ft} = 31,2385 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa keseluruhan} &= 10 \text{ m} + 31,2385 \text{ m} \\
 &= 41,2 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

$$\text{Panjang total pipa} = 41,2 \text{ m}$$

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}
 \text{Head friction } (h_f) &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\
 &= \frac{0,0060 \cdot 41,2 \cdot (0,6384)^2}{0,0520 \cdot 2 \cdot 9,8} \\
 &= 0,1004 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\begin{aligned}
 \frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + hf + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\
 h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\
 h_{man} &= 3,1212 \text{ m} \\
 &= 10,2402 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0.5}}{H^{0.75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

Ns	=	Kecepatan spesifik
N	=	Kecepatan putar (rpm)
Q	=	Kapasitas Pompa (Gpm)
H	=	Head Pompa (ft)

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

Kecepatan putar dipilih	:	2000	rpm
Faktor slip	:	5	%
rpm	=	2000	rpm
	=	1900	rpm

Maka,

$$Ns = \frac{1900 \times (21.8731)^{0.5}}{10,2403^{0.75}}$$
$$Ns = 1552,2972$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988. Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0,5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

rpm = 2000 rpm

gpm = 21.8731 gpm

$$NPSH_{req} = [(2000) \cdot (21.8731)^{0,5} / 7900]^{4/3}$$

$$= 1,2525 \text{ ft} = 0,3817 \text{ m}$$

NPSH_{available} (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$NPSH_{available} = 1,35 \cdot (NPSH_{req})$$

$$= 1,6910 \text{ ft} = 0,5154 \text{ m}$$

Nilai NPSH_{available} > NPSH_{req} kavitali dapat dihindari.

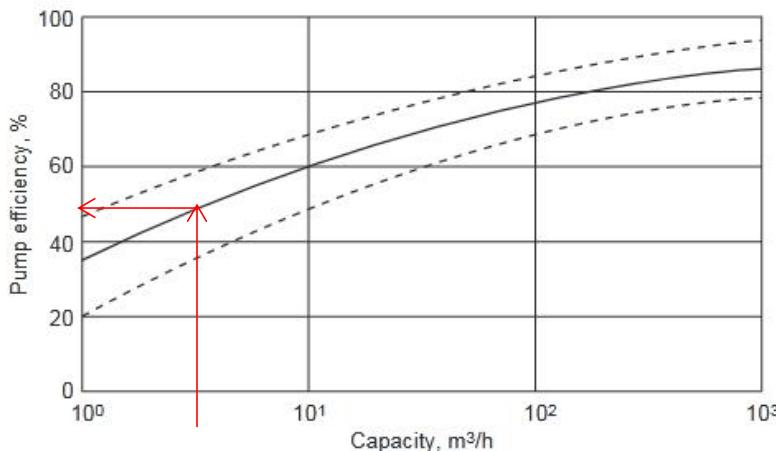
6. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m^3 /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m^3)

Dari Towler. Hal. 252 :

Dengan kapasitas $4,9679 m^3/jam$ dan besar head pump $3,1212 m$.



Effisiensi pompa = 48%

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0014 \text{ } m^3/s \times 3,1212 \text{ } m \times 1378,6946 \text{ } kg/m^3}{0,48} \\ &= 89,4841 \text{ } kg \cdot m/s \times 9,8 \text{ } m/s^2 \\ &= 876,945 \text{ } kg \cdot m^2/s^3 \\ &= 1,176 \text{ } Hp \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 1.176 Hp, didapat :

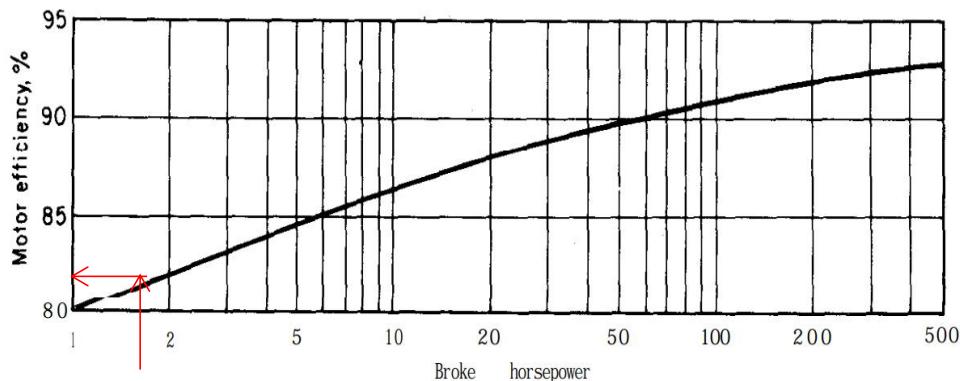


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 81 \%$$

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,1109}{0,81} \\ &= 1,4518 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}, \frac{3}{4}, 1, 1\frac{1}{2}, 2, 3, 5, 7\frac{1}{2}, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, \text{ and } 500$.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 1,5 Hp

KESIMPULAN POMPA (P-04)

Tugas : Memompa Na₂CO₃, H₂O dan recycle dari Mixer ke Reaktor 01 (R-01)

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 1.7869 in

Panjang pipa keseluruhan = 41,2 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 4.9679 m³/jam = 23.2510 gpm

Total Head Pompa = 3,1212 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

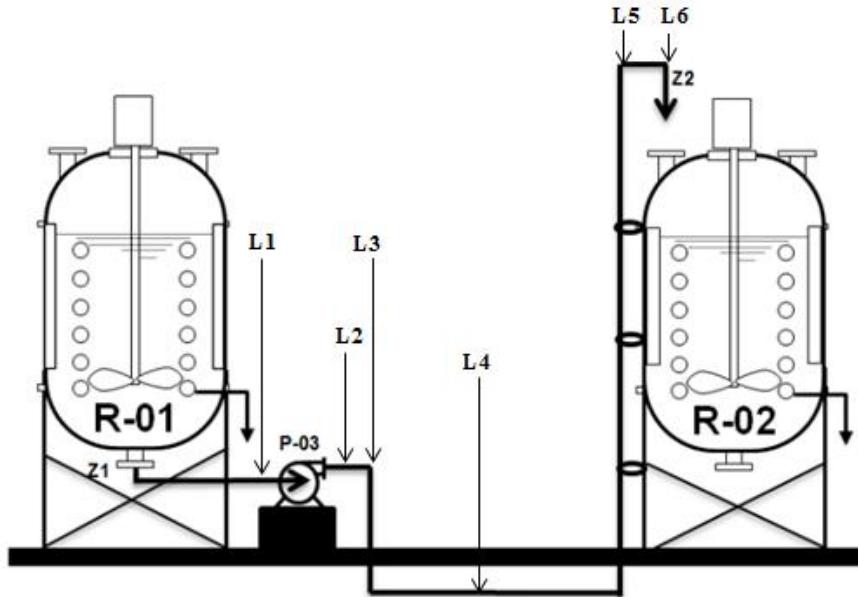
Motor Standar = 1,5 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

PERANCANGAN POMPA 5

(P-05)



Tugas : Memompa hasil reaksi keluaran Reaktor-01 menuju Reaktor-02

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$T = 95^{\circ}\text{C} = 368 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan:

$$L_1 = 1 \text{ m} ; L_3 = 1 \text{ m} ; L_5 = 4 \text{ m} ;$$

$$L_2 = 0,5 \text{ m} ; L_4 = 3 \text{ m} ; L_6 = 0,5 \text{ m} ;$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \Sigma L = 10 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m} \text{ (ketinggian suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 4 \text{ m} \text{ (Tinggi reaktor 02)}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Reaktor 01

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Reaktor 02

- Tinggi *Discharge Head* = 4 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Maka laju alir volumetrik umpan } (F_v) &= 7,0865 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,1181 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 0,0019 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 0,0595 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 31,2012 \text{ gpm} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_1^{0.45} \times \rho_1^{-0.13}$$

Dengan : D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (in)

Q_1 : Kecepatan Volume Fluida (ft^3/s)

$$\begin{aligned}
 \rho l & : \text{ Densitas Fluida (lb/ft}^3\text{)} \\
 \text{Diopt} & = 3,9 \times Ql^{0.45} \times \rho l^{0.13} \\
 & = 3,9 \times 0,0595^{45} \times 75,7843^{13} \\
 & = 1,9230 \text{ in} \\
 & = 0,0488 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

$$\text{Diameter pipa standar} = 2,067 \text{ in} = 0,0520 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0021 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0019 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0021 \text{ m}^2} = 0,9107 \text{ m/s}$$

$$\text{Viskositas Campuran:} = 368 \text{ K}$$

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Viskositas μ (cP)	x_i	$\ln \eta$	$x_i \ln \eta$
Na ₂ CO ₃	106	1108,3325	3.1470	1.3883E-01	1.3940	0.1592
H ₃ PO ₄	98	563,4212	21.1443	7.0575E-02	3.0514	0.2154
H ₂ O	18	4503,6202	0.2966	5.6413E-01	-1.2154	-0.6857
NaCl	58	1,8662	0.7920	2.3376E-04	-0.2332	-5.5E-05
Fe	56	0.0056	5,1220	7,0129E-07	1,6335	1,15E-06
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	4,5240	7,0129E-06	1,5094	1,06E-05
As	75	0,0012	0,0481	1,5121E-07	-3,0347	-4,6 E-07
Pb	207	0,0072	7,3501	9,0724E-07	1,9947	1,81 E-06
Na ₂ HPO ₄	142	1805,9361	0,6330	2,2622E-01	-0,4573	-0,10345
Total		7983,2462		1,0000		-0,41462

Viskositas dari Perry's Chemical = $\ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = -0,41462$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,6606 \text{ cP}$$

$$= 0,0007 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{1213,9486 \times 0,9107 \times 0,0525 \text{ m}}{0,0007 \text{ kg/m.s}} \\ &= 87874,75 \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif Baja

Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\epsilon = 0,046 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran relatif} & \quad \epsilon/ID = \frac{0,046}{52,5018} \\ &= 0,0009 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re\sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,0058$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics. Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50
Globe valve, open	340	1	340
Swing Valve	30	1	30
90° Standard Elbow	30	5	150
Total			595

*Diambil dari Towler, 2013

$$\text{Panjang ekivalen} = 595 \cdot D_i$$

$$= 595 \cdot 2,067 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft}$$

$$= 102,4887 \text{ ft} = 31,2385 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa keseluruhan} = 10 \text{ m} + 31,2385 \text{ m}$$

$$= 41,2385 \text{ m}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

Panjang total pipa = 41,2385 m

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}\text{Head friction } (h_f) &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{0,0058 \cdot 41,2385 \cdot (0,9107)^2}{0,0520 \cdot 2 \cdot 9,8} \\ &= 0,1847 \text{ m}\end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\begin{aligned}\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + hf + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\ h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\ h_{man} &= 3,2271 \text{ m} \\ &= 10,5876 \text{ ft}\end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

Ns	=	Kecepatan spesifik
N	=	Kecepatan putar (rpm)
Q	=	Kapasitas Pompa (Gpm)
H	=	Head Pompa (ft)

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan putar dipilih} & : & 2000 & \text{ rpm} \\
 \text{Faktor slip} & : & 5 & \% \\
 \text{rpm} & = & 2000 & \text{ rpm} & \times & 0,95 \\
 & = & 1900 & \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{1900 \times (31,2012)^{0.5}}{10,5876^{0.75}}$$

$$N_s = 1808,1759$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988. Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0.5} / s]^{4/3}$$

$$S \text{ diketahui dari hal. 133} = 7900$$

$$\text{rpm} = 2000 \text{ rpm}$$

$$\text{gpm} = 31,2021 \text{ gpm}$$

$$\begin{aligned}
 NPSH_{req} & = [(2000) \cdot (31,2021)^{0.5} / 7900]^{4/3} \\
 & = 1,5872 \text{ ft} = 0,4838 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$NPSH_{available}$ (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$\begin{aligned}
 NPSH_{available} & = 1,35 \cdot (NPSH_{req}) \\
 & = 2,1428 \text{ ft} = 0,6531 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Nilai $NPSH_{available} > NPSH_{req}$ kavitas dapat dihindari.

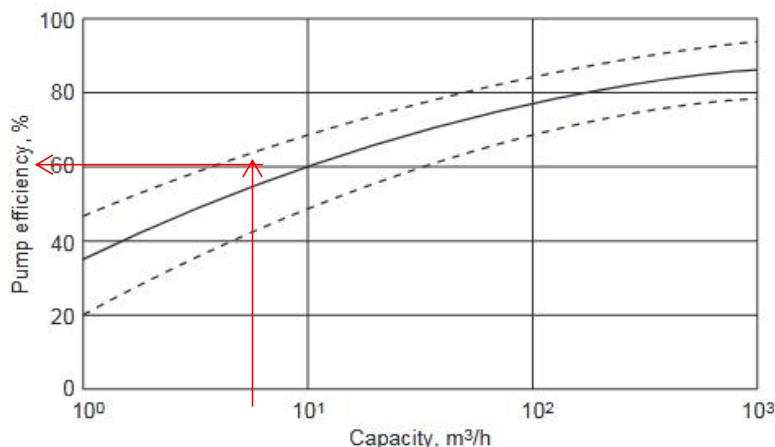
6. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m^3 /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m^3)

Dari Towler. Hal. 252 :

Dengan kapasitas $7,0865 m^3/jam$ dan besar head pump $3,2271 m$.



$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,0019 \text{ } m^3/s \times 3,2271 \text{ } m \times 1213,9486 \text{ } kg/m^3}{0,57} \\
 &= 13,521 \text{ } kg \cdot m/s \times 9,8 \text{ } m/s^2 \\
 &= 132,586 \text{ } kg \cdot m^2/s^3 \\
 &= 0,1778 \text{ } Hp
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991),
hal. 521

dengan nilai BHP = 0,1778 Hp, didapat :

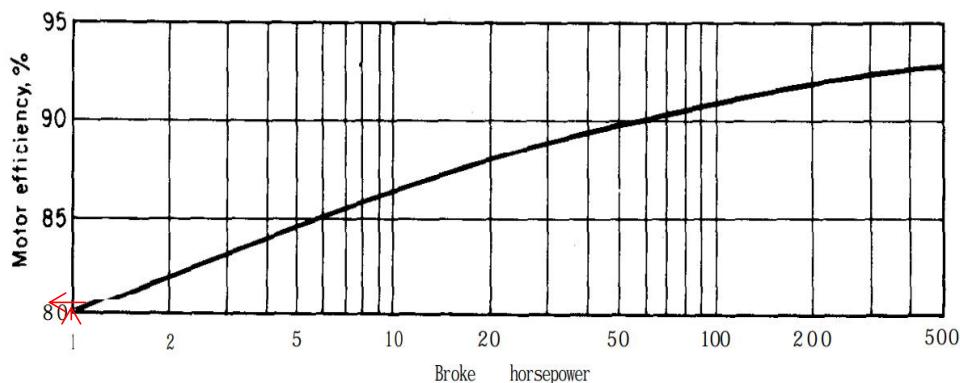


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,1778}{0,80} \\ &= 0,2225 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}, \frac{3}{4}, 1, 1\frac{1}{2}, 2, 3, 5, 7\frac{1}{2}, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, \text{ and } 500.$

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 0,5 Hp

KESIMPULAN POMPA (P-05)

Tugas : Memompa hasil reaksi keluaran Reaktor-01 menuju Reaktor-02

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 1,9230 in

Panjang pipa keseluruhan = 41,23 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = $7,0865 \text{ m}^3/\text{jam}$ = 31,2012 gpm

Total Head Pompa = 3,2271 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

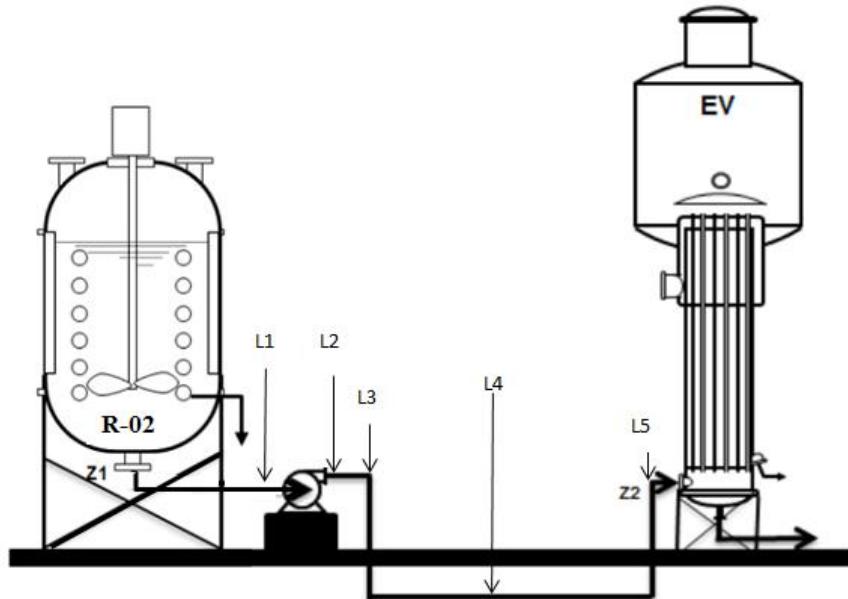
Motor Standar = 0,5 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

PERANCANGAN POMPA 6

(P-06)



Tugas : Memompa hasil reaksi keluaran Reaktor-02 menuju Evaporator

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$T = 95^{\circ}\text{C} = 368 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan:

$$L_1 = 1 \text{ m} ; L_3 = 1 \text{ m} ; L_5 = 1 \text{ m} ;$$

$$L_2 = 0,5 \text{ m} ; L_4 = 3 \text{ m} ;$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \Sigma L = 6,5 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m} \text{ (ketinggian suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 4 \text{ m} \text{ (Tinggi Evaporator)}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Reaktor 01

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Reaktor 02

- Tinggi *Discharge Head* = 1 m
- Tekanan, P2 = 1,2 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Maka laju alir volumetrik umpan } (F_v) &= 7,6031 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,1267 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 0,0021 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 0,0746 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 33,4758 \text{ gpm} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_1^{0.45} \times \rho_1^{-0.13}$$

Dengan : D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (in)

Q_1 : Kecepatan Volume Fluida (ft^3/s)

$$\begin{aligned}
 \rho_l & : \text{ Densitas Fluida (lb/ft}^3\text{)} \\
 \text{Diopt} & = 3,9 \times Q_l^{0.45} \times \rho_l^{0.13} \\
 & = 3,9 \times 0,0746^{45} \times 68,7655^{13} \\
 & = 2,0211 \text{ in} \\
 & = 0,0533 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

$$\text{Diameter pipa standar} = 2,469 \text{ in} = 0,0627 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = 4,79 \text{ in}^2 = 0,0031 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0021 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0031 \text{ m}^2} = 0,6834 \text{ m/s}$$

$$\text{Viskositas Campuran:} = 368 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Viskositas μ (cP)	x_i	$\ln \eta$	$x_i \ln n$
Na ₂ CO ₃	106	559.8591	3.1470	7.2E-02	1.1464	0.0827
H ₃ PO ₄	98	56.3421	21.1443	7.2E-03	3.0514	0.0221
H ₂ O	18	4596.7571	0.2966	5.9E-01	-1.2154	-0.7203
NaCl	58	1,8662	0.7920	2.4E-04	-0.2332	-5.6E-05
Fe	56	0.0056	5,1220	7.2E-07	1.6335	1.1E-06
Na ₂ SO ₄	142	0,0560	4,5240	7.2E-06	1.5094	1.0E-05
As	75	0,0012	0,0481	1.5E-07	-3.0347	-4.7E-07
Pb	207	0,0072	7,3501	9.3E-07	1.9947	1.8E-06
Na ₂ HPO ₄	142	2540.6833	0,6330	3.2E-01	-0.4573	-0.1498
Total		7755,5780		1,00		-0,7653

$$\text{Viskositas dari Perry's Chemical} = \ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = -0,7653$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,4652 \text{ cP}$$

$$= 0,0005 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{1101,5187 \times 0,6834 \times 0,0627 \text{ m}}{0,0005 \text{ kg/m.s}} \\ &= 101484,8 \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif Baja

Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,046 \text{ mm} \\ \text{Kekasaran relatif} & \quad \epsilon/ID = \frac{0,046}{62,7126} \\ &= 0,0007 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re \cdot \sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,0053$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics.

Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50
Swing Valve	30	1	30
Globe valve, open	340	1	340
90° Standard Elbow	30	4	120
Total			565

*Diambil dari Towler, 2013

$$\begin{aligned}\text{Panjang ekivalen} &= 535 \cdot D_i \\ &= 535 \cdot 2,469 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft} \\ &= 116,2488 \text{ ft} = 35,432619 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang pipa keseluruhan} &= 6,5 \text{ m} + 35,4326 \text{ m} \\ &= 41,93 \text{ m}\end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

Panjang total pipa = 41,93 m

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}\text{Head friction } (h_f) &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{0,0053 \cdot 41,93 \cdot (0,6834)^2}{0,0627 \cdot 2 \cdot 9,8} \\ &= 0,0852 \text{ m}\end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\begin{aligned}\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + hf + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\ h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\ h_{man} &= 2,0234 \text{ m} \\ &= 6,6387 \text{ ft}\end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

Ns	=	Kecepatan spesifik
N	=	Kecepatan putar (rpm)
Q	=	Kapasitas Pompa (Gpm)
H	=	Head Pompa (ft)

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan putar dipilih} &: 2000 \text{ rpm} \\
 \text{Faktor slip} &: 5 \% \\
 \text{rpm} &= 2000 \text{ rpm} \times 0,95 \\
 &= 1900 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{1900 \times (33,4758)^{0.5}}{6,387^{0.75}}$$

$$N_s = 2658,01 \text{ rpm}$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988. Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0.5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

$$\text{rpm} = 2000 \text{ rpm}$$

$$\text{gpm} = 33,4758 \text{ gpm}$$

$$\begin{aligned}
 NPSH_{req} &= [(2000) \cdot (33,4758)^{0.5} / 7900]^{4/3} \\
 &= 1,6635 \text{ ft} = 0,5070 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$NPSH_{available}$ (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$\begin{aligned}
 NPSH_{available} &= 1,35 \cdot (NPSH_{req}) \\
 &= 2,2457 \text{ ft} = 0,6845 \text{ m}
 \end{aligned}$$

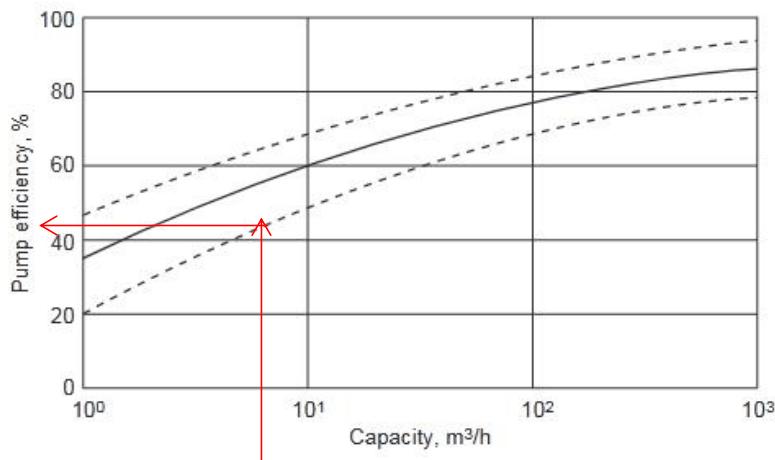
Nilai $NPSH_{available} > NPSH_{req}$ kavitas dapat dihindari.

6. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m^3 /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m^3)

Dari Towler. Hal. 252 :



$$\text{Effisiensi pompa} = 58\%$$

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,0021 \text{ m}^3/\text{s} \times 2,0234 \text{ m} \times 1101,5187 \text{ kg/m}^3}{0,58} \\
 &= 8,1162 \text{ kg.m/s} \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 &= 79,539 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 0,1066 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521

dengan nilai BHP = 0,1066 Hp, didapat :

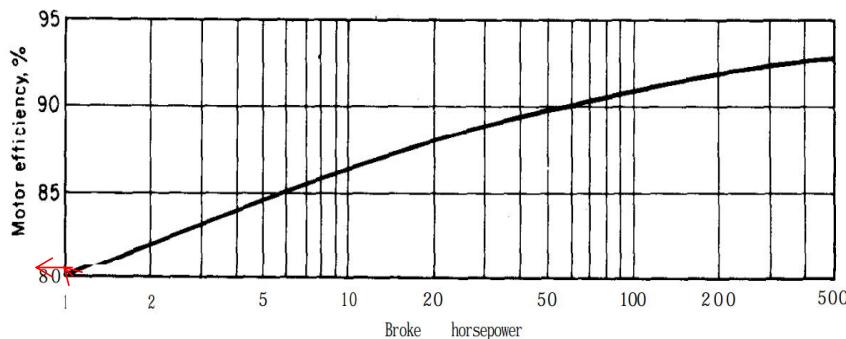


FIGURE 14.38
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,1066}{0,80} \\ &= 0,1333 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepowers Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 0,5 Hp

KESIMPULAN POMPA (P-06)

Tugas : Memompa hasil reaksi keluaran Reaktor-01 menuju Reaktor-02

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 2,0211 in

Panjang pipa keseluruhan = 41,9 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = $7,6031 \text{ m}^3/\text{jam}$ = 33,4758 gpm

Total Head Pompa = 2,0234 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

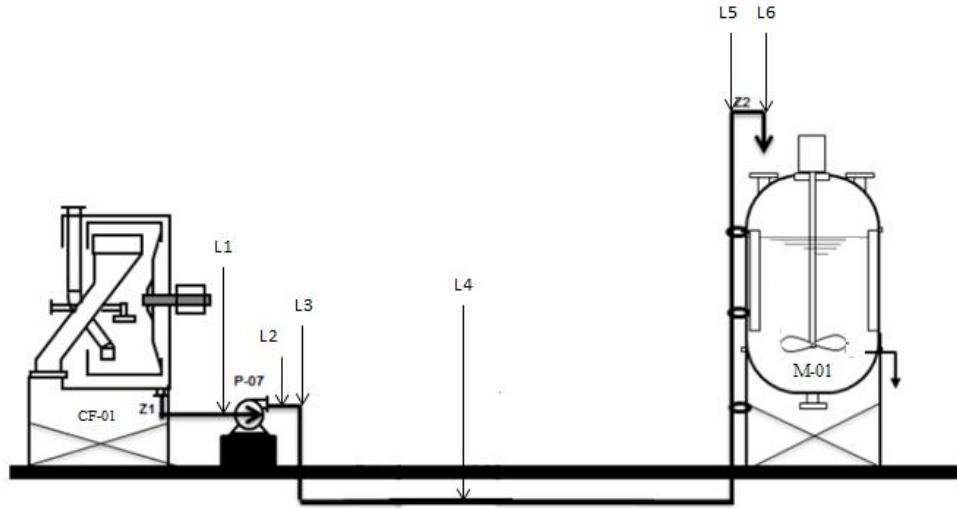
Motor Standar = 0,5 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

PERANCANGAN POMPA 7

(P-07)



Tugas : Memompa hasil keluaran mother liquid Centrifuge menuju Mixer 01

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan:

$$L_1 = 1 \text{ m} ; \quad L_3 = 1 \text{ m} ; \quad L_5 = 4 \text{ m} ;$$

$$L_2 = 0,5 \text{ m} ; \quad L_4 = 3 \text{ m} ; \quad L_6 = 0,5 \text{ m} ;$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \Sigma L = 10 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m} \text{ (ketinggian suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 4 \text{ m} \text{ (Tinggi Evaporator)}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Centrifuge

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Mixer 01

- Tinggi *Discharge Head* = 4 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Maka laju alir volumetrik umpan } (F_v) &= 1,1018 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,1836 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 0,00031 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 0,0108 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 4,8511 \text{ gpm} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_1^{0.45} \times \rho_1^{-0.13}$$

Dengan : D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (in)

Q_1 : Kecepatan Volume Fluida (ft^3/s)

$$\begin{aligned}
 \rho l & : \text{ Densitas Fluida (lb/ft}^3\text{)} \\
 \text{Diopt} & = 3,9 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13} \\
 & = 3,9 \times 0,0108^{45} \times 91,9428^{13} \\
 & = 0,9152 \text{ in} \\
 & = 0,0232 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

$$\text{Diameter pipa standar} = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = 0,864 \text{ in}^2 = 0,0005 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0003 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0005 \text{ m}^2} = 0,5491 \text{ m/s}$$

$$\text{Viskositas Campuran:} = 368 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Viskositas μ (cP)	x_i	$\ln \eta$	$x_i \ln n$
Na ₂ CO ₃	106	559,8591	3,1470	3,45E-01	1,1464	0,3955
H ₃ PO ₄	98	56,3421	21,1443	3,47E-02	3,5122	0,1219
H ₂ O	18	956,8655	0,3738	5,95E-01	-0,9840	-0,5857
Na ₂ HPO ₄	142	40,6834	0,6330	2,51E-02	2,4370	-0,0612
Total		1622,7502		1,00		-0,0071

$$\text{Viskositas dari Perry's Chemical} = \ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = -0,0071$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,9929 \text{ cP}$$

$$= 0,0010 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned}
 \text{Re} &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\
 &= \frac{1472,7824 \times 0,5490 \times 0,0266 \text{ m}}{0,0010 \text{ kg/m.s}} \\
 &= 21700,71
 \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif Baja

Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0,046 \text{ mm} \\
 \text{Kekasaran relatif} & \quad \epsilon/ID = \frac{0,046}{26,6446} \\
 &= 0,0017
 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re \cdot \sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,0072$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics.

Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50
Swing Valve	30	1	30
Globe valve, open	340	1	340
90° Standard Elbow	30	5	150
Total			595

*Diambil dari Towler, 2013

$$\begin{aligned}\text{Panjang ekivalen} &= 595 \cdot D_i \\ &= 595 \cdot 1,049 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft} \\ &= 52,0129 \text{ ft} = 15,8535 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang pipa keseluruhan} &= 10 \text{ m} + 15,86 \text{ m} \\ &= 25,86 \text{ m}\end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

Panjang total pipa = 25,86 m

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}\text{Head friction } (h_f) &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{0,0072 \cdot 25,86 \cdot (0,5491)^2}{0,0266 \cdot 2 \cdot 9,8} \\ &= 0,1078 \text{ m}\end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\begin{aligned}\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_f + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\ h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\ h_{man} &= 3,1232 \text{ m} \\ &= 10,2468 \text{ ft}\end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

Ns	=	Kecepatan spesifik
N	=	Kecepatan putar (rpm)
Q	=	Kapasitas Pompa (Gpm)
H	=	Head Pompa (ft)

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan putar dipilih} &: 2000 \text{ rpm} \\
 \text{Faktor slip} &: 5 \% \\
 \text{rpm} &= 2000 \text{ rpm} \times 0,95 \\
 &= 1900 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{1900 \times (4,8512)^{0.5}}{10,2469^{0.75}}$$

$$N_s = 769,149 \text{ rpm}$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988. Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0.5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

$$\text{rpm} = 2000 \text{ rpm}$$

$$\text{gpm} = 4,8512 \text{ gpm}$$

$$\begin{aligned}
 NPSH_{req} &= [(2000) \cdot (4,8512)^{0.5} / 7900]^{4/3} \\
 &= 0,4589 \text{ ft} = 0,1398 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$NPSH_{available}$ (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$\begin{aligned}
 NPSH_{available} &= 1,35 \cdot (NPSH_{req}) \\
 &= 0,6196 \text{ ft} = 0,1888 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Nilai $NPSH_{available} > NPSH_{req}$ kavitas dapat dihindari.

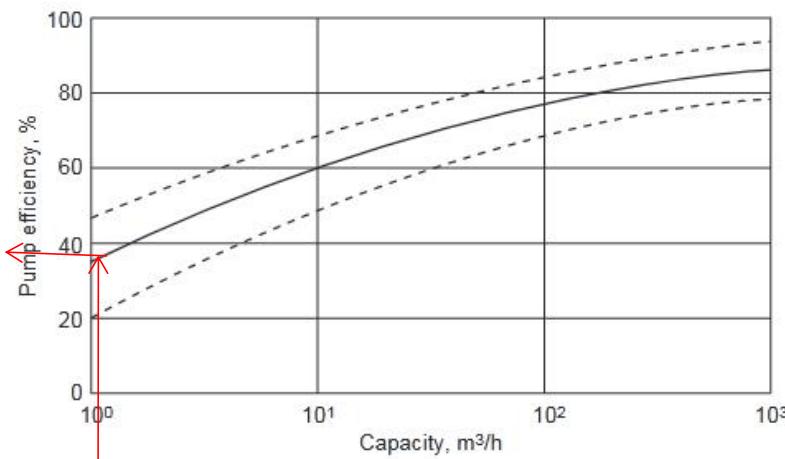
6. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m^3 /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m^3)

Dari Towler. Hal. 252 :

Dengan kapasitas $1,1018 m^3/jam$ dan besar head pump $3,1232 m$.



Effisiensi pompa = 41%

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,0003 \text{ } m^3/s \times 3,1232 \text{ } m \times 1472,7824 \text{ } kg/m^3}{0,41} \\
 &= 3,4337 \text{ } kg \cdot m/s \times 9,8 \text{ } m/s^2 \\
 &= 33,651 \text{ } kg \cdot m^2/s^3 \\
 &= 0,0451 \text{ } Hp
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal.521

dengan nilai BHP = 0,0451 Hp, didapat :

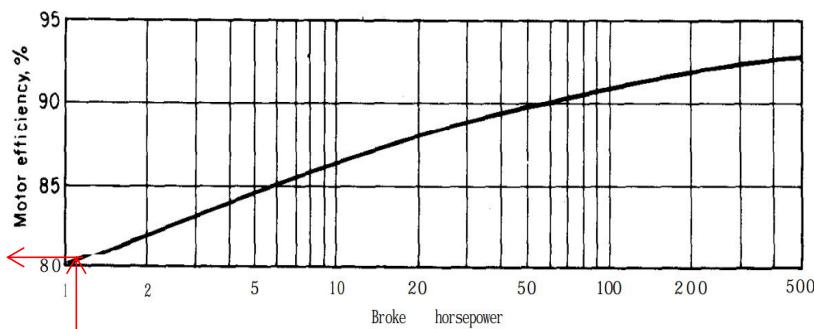


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,0451}{0,80} \\ &= 0,0564 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 0,5 Hp

KESIMPULAN POMPA (P-07)

Tugas : Memompa hasil keluaran mother liquid Centrifuge menuju Mixer 01

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 0,9152 in

Panjang pipa keseluruhan = 25,9 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = $1,1018 \text{ m}^3/\text{jam} = 4,8512 \text{ gpm}$

Total Head Pompa = 3,1232 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

Motor Standar = 0,5 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

UTILITAS

UTILITAS

Utilitas adalah sistem yang mendukung keberlangsungan proses industri yang berlangsung dari hari ke hari secara kontinyu. Sistem utilitas meliputi penyedian steam, energi, dan air.

A. Kebutuhan Air

Air merupakan kebutuhan pokok yang wajib untuk dipenuhi. Baik untuk kebutuhan proses maupun untuk kebutuhan rumah tangga. Kebutuhan air dapat diperinci sebagai berikut :

- Air proses
- Air pendingin
- Air untuk *steam*
- Air kebutuhan Kantor dan Rumah tangga serta kebutuhan lain

Untuk memenuhi kebutuhan air ini, pabrik akan membeli dari pengelola Kawasan Industri Terintegrasi Gresik JIIPe yang mana akan menjadi lokasi untuk pembangunan pabrik sendiri. Pengelola Kawasan Industri JIIPe telah memiliki instalasi pengolahan air sendiri, sehingga untuk memenuhi kebutuhan air dalam pabrik akan diambil dari sini.

Secara garis besar, kebutuhan air pabrik adalah sebagai berikut :

1. Air proses

Digunakan pada unit alat proses Mixer-01. Air dibutuhkan untuk melarutkan umpan padatan Na_2CO_3 .

Jumlah kebutuhan air proses pada Mixer-01 = 3349,0413 kg/jam

2. Air pendingin

Digunakan sebagai media pendingin pada unit alat berikut :

Tabel 1. Kebutuhan air pendingin

No	Unit Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Reaktor-01	7353,8053
2	Reaktor-02	3076,9975
3	Screw Conveyor-03	793,9372
4	Kristalizer-01	3087,9676
5	Cooler Utilitas-01	73,9363
Total		14386,6440

3. Air untuk *steam* (air umpan *boiler*)

Jumlah steam yang dibutuhkan :

Tabel 2. Kebutuhan air untuk steam

No	Unit Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Mixer	568,9841
2	Heater - 01	122,2076
3	Heater - 02	196,5500
4	Evaporator	4147,9828
5	Blowdown Boiler	402,8580
Total		5438,5825

4. Air untuk kebutuhan Kantor dan Rumah tangga serta kebutuhan lain

Jumlah air yang dibutuhkan :

a. Untuk karyawan shift

Jumlah karyawan shift = 96 orang (terlampir pada manajemen perusahaan)

Dengan jumlah kebutuhan air = 100 L / orang / hari (Sularso, 2000)

Kebutuhan air = 96 orang x 100 L / orang / hari

$$= 9600 \text{ L/hari} = 400 \text{ L/jam}$$

Densitas air = 1,0230 kg/L

Kebutuhan air = 409,2051 kg/jam

b. Untuk karyawan non-shift

Jumlah karyawan non-shift = 82 orang (terlampir pada manajemen perusahaan)

Dengan jumlah kebutuhan air = 100 L / orang / hari (Sularso, 2000)

Kebutuhan air = 82 orang x 100 L / orang / hari

$$= 8200 \text{ L/hari} = 341,6677 \text{ L/jam}$$

Densitas air = 1,0230 kg/L

Kebutuhan air = 349,5294 kg/jam

- c. Untuk pengunjung kantin

Diambil kasaran jumlah pengunjung sekitar 110 orang per harinya.

Penggunaan air setiap orangnya sekitar 15 L / orang / hari. (Sularso, 2000)

Kantin dibuka selama 5 jam/hari, maka :

$$\text{Kebutuhan air} = 110 \text{ orang} \times 15 \text{ L / orang / hari} \times 1 \text{ hari} / 5 \text{ jam}$$

$$= 330 \text{ L/jam}$$

Densitas air = 1,0230 kg/L

$$\text{Kebutuhan air} = 337,5943 \text{ kg/jam}$$

- d. Untuk pengunjung dan kebutuhan poliklinik

Diambil kasaran jumlah karyawan serta pengunjung sekitar 20 orang per harinya.

Penggunaan air setiap orangnya sekitar 8 L / orang / hari. (Sularso, 2000)

Poliklinik dibuka selama 8 jam/hari, maka :

$$\text{Kebutuhan air} = 20 \text{ orang} \times 8 \text{ L / orang / hari} \times 1 \text{ hari} / 8 \text{ jam}$$

$$= 20 \text{ L/jam}$$

Densitas air = 1,0230 kg/L

$$\text{Kebutuhan air} = 20,4602 \text{ kg/jam}$$

- e. Untuk mushola

Diambil kasaran jumlah pengunjung sekitar 150 orang per harinya.

Penggunaan air setiap orangnya diasumsikan sekitar 20 L / orang / hari dan setiap pengunjung menggunakan air sebanyak 2 jam/hari, maka :

$$\text{Kebutuhan air} = 150 \text{ orang} \times 20 \text{ L / orang / hari} \times 1 \text{ hari} / 2 \text{ jam}$$

$$= 1500 \text{ L/jam}$$

Densitas air = 1,0230 kg/L

$$\text{Kebutuhan air} = 1534,5194 \text{ kg/jam}$$

- f. Untuk penyiraman taman

Diasumsikan kebutuhan air untuk penyiraman taman = 1000 L/hari

$$\text{Kebutuhan air} = 1000 \text{ L / hari} \times 1 \text{ hari} / 24 \text{ jam}$$

$$= 41,6667 \text{ L/jam}$$

Densitas air = 1,0230 kg/L

Kebutuhan air = 42,6255 kg/jam

Total kebutuhan air untuk keperluan kantor dan pelayanan umum

= (409,2051 + 349,5294 + 337,5943 + 20,4602 + 1534,5194 + 42,6255) kg/jam

= 2693,9342 kg/jam

5. Air untuk kebutuhan perumahan

Disediakan 2 rumah dinas untuk pejabat dengan kapasitas huni sebanyak 5 orang.

Serta 2 mesh atau hunian untuk karyawan dengan kapasitas maksimal 10 orang.

Diasumsikan 1 orang memiliki kebutuhan air sebanyak 150 L/hari, maka kebutuhan air :

Kebutuhan air = $(2 \times 5 + 2 \times 10) \text{ orang} \times 150 \text{ L / hari / orang} \times 1 \text{ hari / 24 jam}$
= 187,5000 L/jam

Densitas air = 1,0230 kg/L

Kebutuhan air = 191,8149 kg/jam

Total kebutuhan air untuk kantor dan perumahan

= (2693,9342 + 191,8149) kg/jam

= 2885,7491 kg/jam

6. Air untuk kebutuhan lainnya

a. Air hidran

Diasumsikan keperluan air hidran untuk penanganan kebakaran = 50.000 L dengan waktu tinggal air selama 2 bulan.

Kebutuhan air = $50000 \text{ L / 2 bulan} \times 1 \text{ bulan / 30 hari} \times 1 \text{ hari / 24 jam}$
= 34,7222 L/jam

Densitas air = 1,0230 kg/L

Kebutuhan air = 35,5211 kg/jam

b. Air servis (perbengkelan, utilitas dan lainnya)

Diasumsikan kebutuhan air servis = 20% dari total kebutuhan air kantor dan perumahan.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air} &= 20\% \times 2860,1738 \text{ kg/jam} \\ &= 577,1498 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

7. Ringkasan kebutuhan air

Tabel 3. Ringkasan kebutuhan air

Kebutuhan Air	Jumlah (kg/jam)
Air pendingin	14386,6440
Air proses	3349,0413
Air untuk pembuatan steam	5438,5825
Air kantor dan perumahan	2885,7491
Air hidran dan servis	612,6711
Total	26672,6880

8. Jumlah air yang hilang

a. Pada Cooling Tower

Saat proses pendinginan air pendingin yang telah digunakan, jumlah air yang hilang terbawa udara = 527,9188 kg/jam (perhitungan terlampir pada lampiran)

b. Pada Boiler

Diketahui dari www.energy.gov jumlah blowdown pada boiler menghilangkan air sekitar 8% dari jumlah air umpan boiler.

Jumlah air yang hilang = 402,8579 kg/jam

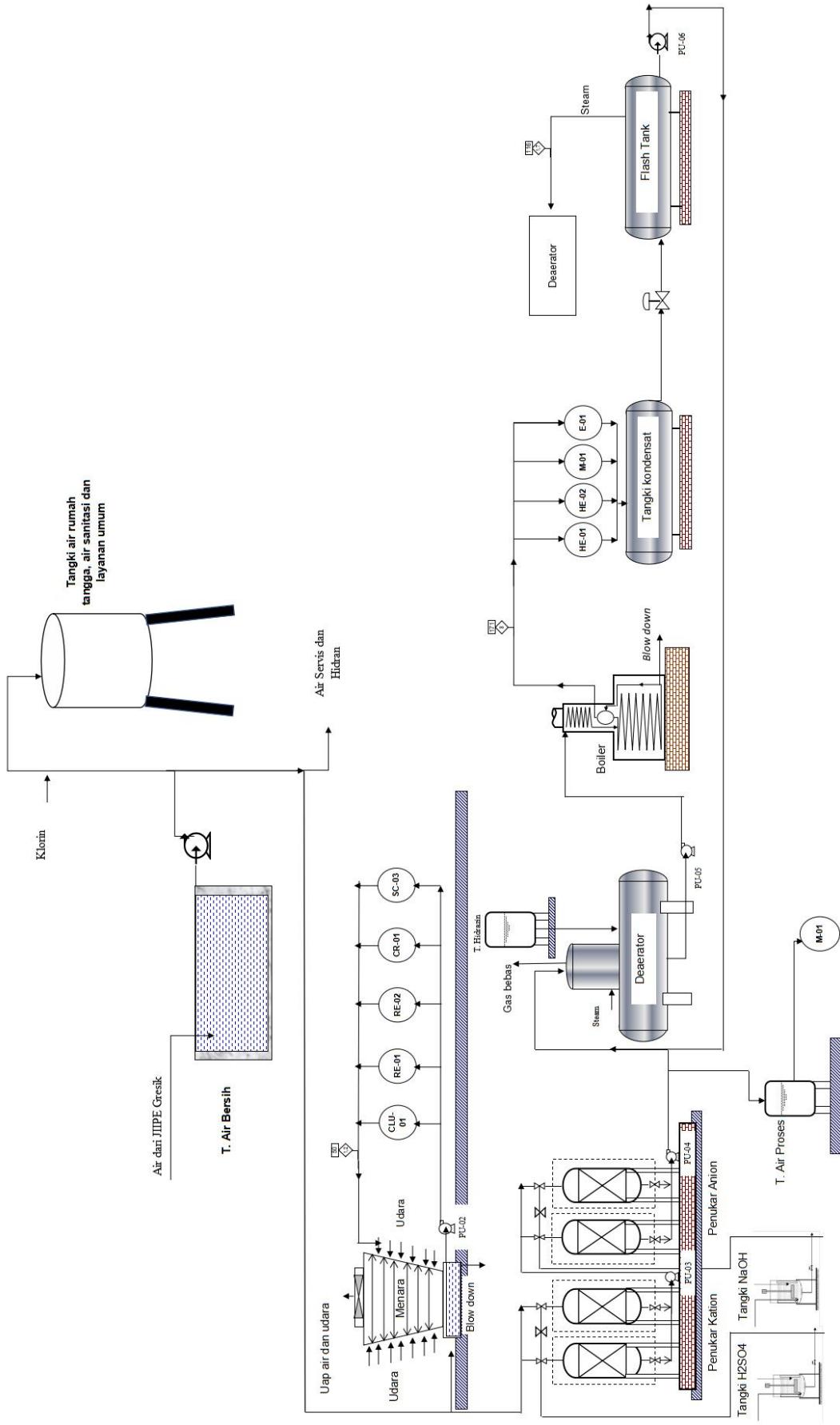
c. Pelarutan Na₂CO₃ pada mixer = 3349,0413 kg/jam

d. Kebutuhan kantor dan perumahan = 2885,7491 kg/jam

e. Hidran dan air servis = 612,6711 kg/jam

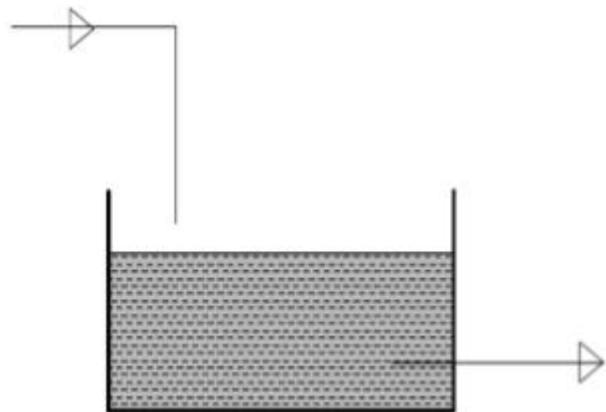
Total kehilangan air = Jumlah air make-up (pemesanan) = 7778,2383 kg/jam

DIAGRAM ALIR UTILITAS AIR



BAK PENAMPUNG AIR BERSIH

(TU - 01)



Gambar 1. Bak Penampung Air Bersih

Fungsi : Menampung air bersih selama 30 hari

Jenis alat : Bak persegi

1. Kondisi Air Umpam :

$$\text{Suhu} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Laju alir massa} = 7778,2383 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 995,65 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik} = 7,8122 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Kapasitas Bak

$$\text{Waktu tinggal} = 7 \text{ hari} = 168 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air di bak (V)} &= 7,8122 \text{ m}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam} \\ &= 1312,4532 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Untuk faktor safety, volume bak dilebihkan sekitar 20% volume air yang ditampung.

$$\begin{aligned}\text{Volume bak (C)} &= 120\% \times 1312,4532 \text{ m}^3 \\ &= 1574,9438 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Dimensi Bak

$$\begin{aligned}\text{Dirancang kedalaman bak (H)} &= 10 \text{ m} \\ \text{Panjang : Lebar bak dirancang} &= 1 : 1 \\ C &= P \times L \times T \\ 1574,9438 \text{ m}^3 &= P \times P \times 10 \text{ m} \\ P^2 &= 157,4938 \text{ m}^2 \\ P &= 12,5496 \text{ m} \\ L &= 12,5496 \text{ m}\end{aligned}$$

4. Kesimpulan

$$\begin{aligned}\text{Jenis alat} &= \text{Bak persegi panjang} \\ \text{Volume air yang ditampung} &= 1312,4532 \text{ m}^3 \\ \text{Volume bak} &= 1574,9438 \text{ m}^3 \\ \text{Panjang} &= 12,5496 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 12,5496 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 10 \text{ m} \\ \text{Material} &= \text{Beton bertulang} \\ \text{Jumlah} &= 1 \text{ unit}\end{aligned}$$

TANGKI PENAMPUNG AIR UMUM

(TU - 02)

Fungsi : Menampung air untuk kebutuhan kantor, perumahan dan pelayanan.

Jenis alat : Tangki silinder vertikal

1. Kondisi Air Umpam :

Suhu	= 30°C = 303 K
Tekanan	= 1 atm
Laju alir massa	= 2885,7491 kg/jam
Densitas	= 995,65 kg/m ³
Laju alir volumetrik	= 2,8984 m ³ /jam

2. Kapasitas Tangki

Tangki air kantor dan rumah tangga :

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= 12 \text{ jam} \\ \text{Volume air di bak (V)} &= 2,8984 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam} \\ &= 34,7803 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Untuk faktor safety, volume tangki dirancang 120% volume air tampung.

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (C)} &= 120\% \times 34,7803 \text{ m}^3 \\ &= 41,7363 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

Dirancang perbandingan kedalaman bak (H) dan diameter tangki (D) = 1,2 : 1

$$\begin{aligned} C &= \pi / 4 \cdot D^2 \cdot H \\ 41,7363 \text{ m}^3 &= \pi / 4 \cdot D^2 \cdot 1,2 \cdot D \\ D^3 &= 41,7363 \text{ m}^3 / 0,3 \\ D &= 3,5385 \text{ m} \\ H &= 4,2462 \text{ m} \\ \text{Material} &= \text{Fiber} \end{aligned}$$

TANGKI KLORINASI

(TU - 03)

Fungsi : Melakukan proses klorinasi Air Umum.

Jenis alat : Tangki silinder vertikal

$$\text{Kebutuhan klorin} = 0,3 \text{ ppm dari umpan air (wikihow.com)}$$

$$= 0,3 \cdot 10^{-6} \cdot 2885,7491 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,000866 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan tahunan} = 7,5837 \text{ kg / tahun}$$

Tangki klorinasi

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air} = 2,8984 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 2,8984 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor safety, V} = 3,4780 \text{ m}^3$$

Dengan cara yang sama, dimensi tangki klorinasi :

$$D = 1,5456 \text{ m}$$

$$H = 1,8547 \text{ m}$$

Material = Fiber

TANGKI PENAMPUNG AIR PROSES

(TU - 04)

Fungsi : Menampung air untuk kebutuhan proses produksi

Jenis alat : Tangki silinder vertikal

1. Kondisi Air Umpam :

$$\text{Suhu} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Laju alir massa} = 3349,0413 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 995,65 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik} = 3,3637 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Kapasitas Bak

$$\text{Waktu tinggal} = 3 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume air di bak (V)} &= 3,3637 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\ &= 10,0910 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Untuk faktor safety, volume bak dirancang dapat menampung 120% volume air.

$$\begin{aligned}\text{Volume bak (C)} &= 120\% \times 10,0910 \text{ m}^3 \\ &= 12,1092 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Dimensi Bak

Dirancang perbandingan kedalaman bak (H) dan diameter bak (D) = 1,2 : 1

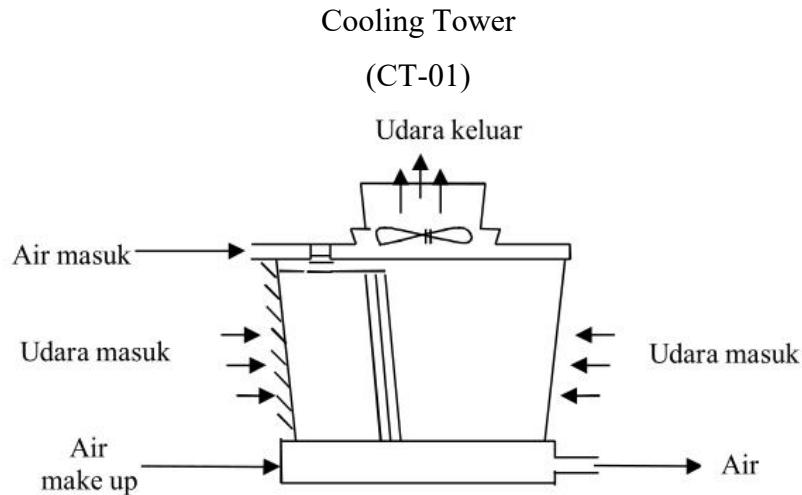
$$C = \pi / 4 \cdot D^2 \cdot H$$

$$12,1092 \text{ m}^3 = \pi / 4 \cdot D^2 \cdot 1,2 \cdot D$$

$$D^3 = 12,1092 \text{ m}^3 / 0,3$$

$$D = 2,3425 \text{ m}$$

$$H = 2,8111 \text{ m}$$



- Tugas : Mendinginkan kembali umpan air pendingin yang telah digunakan
 : dengan mengontakkannya terhadap udara sebagai media pendingin.
- Jenis : *Induced draft fan*

1. Kondisi operasi

Kondisi umpan masuk air :

$$\text{Suhu air masuk } (T_1) = 50^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air keluar } (T_2) = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan } (P) = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Laju alir massa air } (L_1) = 14386,6440 \text{ kg/jam}$$

Pada suhu rata-rata (40°C) didapatkan data :

$$\text{Densitas air } (\rho_{wavg}) = 992,22 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Kapasitas panas air } (Cp_{wavg}) = 4,1818 \text{ kJ/kg.K}$$

Kondisi umpan masuk udara :

$$\text{Suhu udara } (T_{G1}) = 30^\circ\text{C} = 203 \text{ K}$$

$$\text{Kelembaban relatif (RH)} = 80\%$$

Dari Tabel 7.1. Hal. 234. Treybal, R, E. 1981. "Mass Transfer Operation".

Didapatkan data-data berikut :

$$\text{Kapasitas panas udara } (Cp_u) = 1,0050 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Kapasitas panas uap air } (C_{p_s}) = 1,8840 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Panas penguapan } (H_{\text{vap}}) = 2502,3 \text{ kJ/kg}$$

2. Neraca Massa System

a) Kadar uap air dalam udara

Kadar uap air dalam udara dapat dilihat dalam grafik psikometrik dari Treybal. 1981. Hal. 232 :

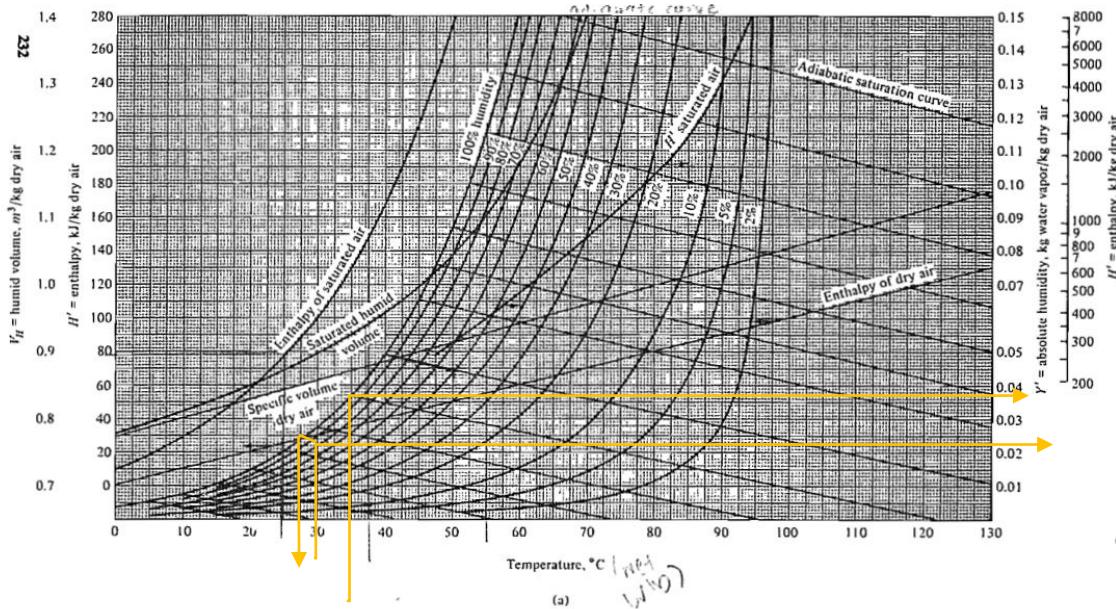


Figure 7.5 (a) Psychrometric chart for air-water vapor, 1 std atm abs, in SI units.

Data yang diperoleh :

Kadar uap air / abs. humidity (Y_1) pada $T_{G1} = 0,022 \text{ kg uap air / kg udara}$

Suhu bola basah (T_{wb}) = 27°C

Pada saat udara keluar :

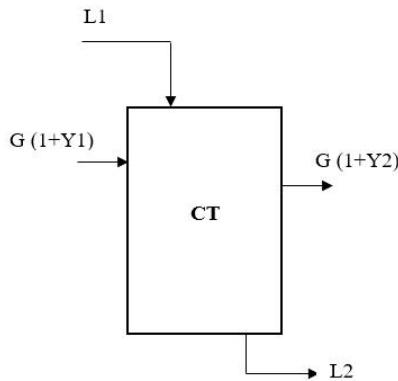
Suhu udara keluaran (T_{G2}) = 35°C

Kelembaban relative = 100%

Abs. Humidity (Y_2) = $0,037 \text{ kg uap air / kg udara}$

b) Kebutuhan Udara (G)

Gambaran neraca massa disekitar Cooling Tower :



Laju alir massa masuk - Laju alir massa keluar = akumulasi

$$G (1 + Y_1) + L_1 - G (1 + Y_2) - L_2 = 0$$

Dengan L_1 dan L_2 adalah laju alir air masuk dan keluar.

$$G (Y_2 - Y_1) + L_2 = L_1$$

$$G (0,037 - 0,022) \text{ kg/kg} + L_2 = 14386,6440 \text{ kg/jam}$$

$$(0,015 \cdot G + L_2) \text{ kg/jam} = 14386,6440 \text{ kg/jam} \dots (1)$$

Neraca panas disekitar Cooling Tower :

Laju panas masuk (Q_{in}) - Laju panas keluar (Q_{out}) = akumulasi

$$Q_{Gin} + Q_{Lin} - Q_{Gout} + Q_{Lout} = 0$$

Q_{Gin} = Panas bawaan dari udara yang masuk

$$Q_{Gin} = G \cdot (Cp_{udara} + Y_1 \cdot Cp_{uap air}) \cdot (T_G - T_{ref}) + h_{vap} \cdot Y_1$$

$$= G \cdot (1,0050 + 0,022 \text{ kg/kg} \cdot 1,8840) \text{ kJ/kg.K} \cdot (303 - 298) \text{ K} +$$

$$(2502,3 \text{ kJ/kg} \cdot 0,022 \text{ kg/kg})$$

$$= 60,2828 \cdot G \text{ kJ/jam}$$

Q_{Lin} = Panas bawaan dari air yang masuk

$$= m \cdot Cp \cdot (T_1 - T_{ref})$$

$$= 14386,6440 \text{ kg/jam} \cdot 4,182 \text{ kJ/kg.K} \cdot (323 - 298) \text{ K}$$

$$= 1504065,3594 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
Q_{Gout} &= \text{Panas yang dibawa udara saat keluar} \\
&= G \cdot (Cp_{udara} + Y_2 \cdot Cp_{uap air}) \cdot (T_G - T_{ref}) + h_{vap} \cdot Y_2 \\
&= G \cdot (1,0050 + 0,037 \text{ kg/kg} \cdot 1,8840) \text{ kJ/kg.K} \cdot (308 - 298) \text{ K} + \\
&\quad (2502,3 \text{ kJ/kg} \cdot 0,037 \text{ kg/kg}) \\
&= 103,3321 \cdot G \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{Lout} &= \text{Panas yang dibawa air saat keluar} \\
&= m \cdot Cp \cdot (T_2 - T_{ref}) \\
&= L_2 \cdot 4,182 \text{ kJ/kg.K} \cdot (303 - 298) \text{ K} \\
&= 20,9092 \cdot L_2 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{Gin} + Q_{Lin} - Q_{Gout} + Q_{Lout} &= 0 \\
(60,2828.G + 1504065,3594 - 103,3321.G - 20,9092 \cdot L_2) \text{ kJ/jam} &= 0 \\
(-43,0493.G - 20,9092 \cdot L_2) \text{ kJ/jam} &= -1504065,3594 \text{ kJ/jam} \\
(43,0493.G + 20,9092 \cdot L_2) \text{ kJ/jam} &= 1504065,3594 \text{ kJ/jam} \quad \dots(2)
\end{aligned}$$

Eliminasi persamaan 1 dan 2

$$\begin{array}{rcl}
0,015.G + 1 L_2 & = 14386,6440 & \dots(1) \times 20,9092 \\
43,0493.G + 20,9092 \cdot L_2 & = 1504065,3594 & \dots(2) \times 1 \\
\hline
0,3136 G + 20,9092 L_2 & = 300813,0719 & \\
43,0493.G + 20,9092 \cdot L_2 & = 1504065,3594 & \\
\hline
& -42,7357 G = -1203252,2875 & \\
G & = 28155,6691 \text{ kg/jam} &
\end{array}$$

Subtitusi nilai G kedalam persamaan 1 :

$$\begin{aligned}
0,015 \cdot (28155,6691) + 1 L_2 &= 14386,6440 \\
L_2 &= 13964,3089 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

c) Total udara masuk yang dibutuhkan (G_i)

$$\begin{aligned}
G_i &= G \cdot (1 + Y_1) \\
&= 28155,6691 \text{ kg/jam} \cdot (1 + 0,022) \\
&= 28775,0938 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

d) Jumlah air make-up (W_m)

Mengikuti persamaan 12.14b - 12.14e dari Perry's Chemical Engineering Ed.8.

Hal. 12-20 :

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

Dengan :

W_e : Jumlah air yang hilang menguap terbawa udara (W_e)

$$W_e = L_1 - L_2$$

$$= (14386,6440 - 13964,3089) \text{ kg/jam}$$

$$= 422,3350 \text{ kg/jam}$$

W_d : Jumlah air yang hilang akibat *drift loss* (kehilangan air karena : perputaran *fan*)

$$W_d = 0,0002 \cdot L_1$$

$$= 0,0002 \cdot 14386,6440 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,8773 \text{ kg/jam}$$

W_b : Jumlah air yang hilang menguap akibat *blowdown*

$$W_b = W_e - (\text{Siklus} - 1) \cdot W_d / (\text{Siklus} - 1)$$

Dengan nilai Siklus diketahui 3 - 5 siklus. Dipilih 5 siklus

$$W_b = 422,3350 - (5 - 1) \cdot 2,8773 / (5 - 1)$$

$$= 102,7064 \text{ kg/jam}$$

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$\text{Jumlah air make up } (W_m) = 527,9188 \text{ kg/jam}$$

3. Ukuran Cooling Tower

Berdasar pada nilai *flux volume* air dari Perry's Chemical Eng. Handbook. Ed. 8.

Hal. 12-19 :

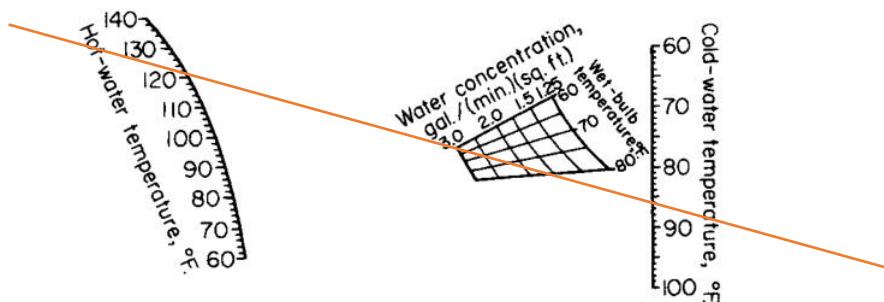


FIG. 12-8c Sizing chart for a counterflow induced-draft cooling tower.

Dengan *Cold - Hot water temperature* : 30°C (86°F) - 50°C (122°F)

$$\text{Flux volume air} = 3 \text{ gal / min.ft}^2 = 7,3335 \text{ m}^3/\text{jam.m}^2$$

$$\text{Laju alir massa air (L}_1\text{)} = 14386,6440 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air (\rho}_{\text{wavg}}\text{)} = 992,22 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik air (q}_1\text{)} = 14,4994 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang CT (A)} &= 14,4994 \text{ m}^3/\text{jam} / 7,3335 \text{ m}^3/\text{jam.m}^2 \\ &= 1,9772 \text{ m}^2 = 21,2820 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dengan perancangan panjang CT = Lebar CT

$$\begin{aligned} L &= \sqrt{1,9772 \text{ m}^2} \\ &= 1,4061 \text{ m} \end{aligned}$$

Sedangkan untuk tinggi CT, dari Perry's Chemical pada halaman yang sama :

Tinggi CT sekitar 4,6 - 6,1 m. Dipilih tinggi CT = 5 m.

4. Daya Penggerak Fan

Perry's Chemical Eng. Handbook. Ed. 8. Hal. 12-19 :

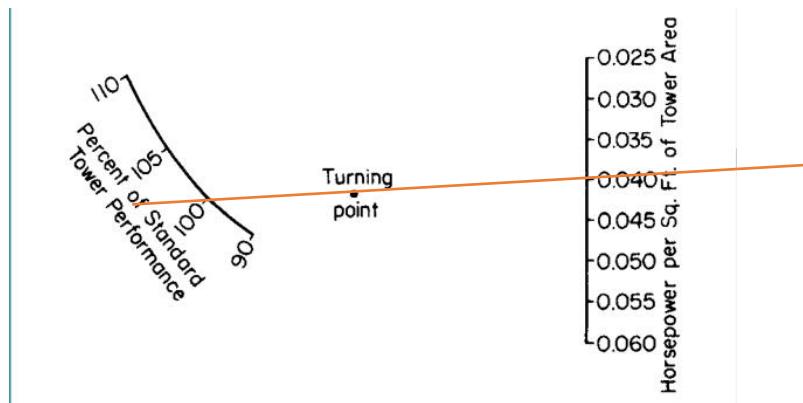


FIG. 12-8d Horsepower chart for a counterflow induced-draft cooling tower.
[Fluor Corp. (now Ecodine Corp.)]

Dengan patokan standar performa CT 100% :

$$\begin{aligned}\text{Power CT} &= 0,041 \text{ Hp / ft}^2 \cdot 21,2820 \text{ ft}^2 \\ &= 0,8513 \text{ Hp}\end{aligned}$$

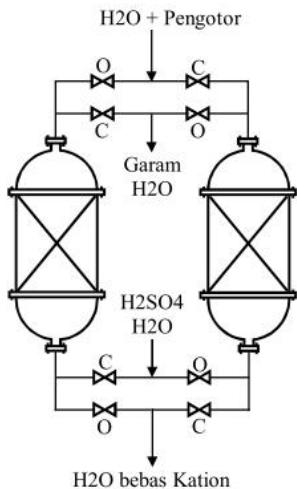
Motor standar yang digunakan = 1 Hp

5. Kesimpulan Perancangan CT

Panjang	= 1,2020 m
Lebar	= 1,2020 m
Tinggi	= 5 m
Daya	= 1 Hp

Kation Exchanger

(KE-01)



Tugas : Mengikat ion-ion positif dari mineral yang masih terkandung di : dalam air

Jenis alat : Tangki silinder tegak dengan bahan isian resin

1. Data Operasi :

Laju alir massa air masuk	= 4295,5286 kg/jam
Densitas, 30°C	= 995,65 kg/m ³
Laju alir volumetrik	= 4,3143m ³ /jam
Kadar mineral, (asumsi)	= 80 ppm
Waktu tinggal	= 7 hari
Jumlah tangki	= 2 (digunakan secara bergantian)

2. Karakteristik resin

Bahan isian (resin) = *Hydrogen Zeolite* (H₂Z)

Dari Tabel 5. Powell, 1954. Water Conditioning for Industry. Hal. 171 :

Rec. flow rate = 5 - 8 gpm/sq ft

Kapasitas = 12 kgr/cu ft

Efisiensi = 0,8 lb/kgr

Regenerant = 10 lb/cu ft

Bahan regenerant = H₂SO₄ (2%)

3. Volume Resin

Kadar mineral	= 80 ppm
Laju alir massa air masuk	= 4295,5286 kg/jam
Jumlah mineral	= 80 ppm . 4295,5286 kg/jam
	= 0,3436 kg/jam . 7 hari . 24 jam/hari
	= 57,7319 kg
Kemampuan Resin	= Kapasitas resin . Efisiensi
	$= \frac{12 \text{ kgr}}{\text{ft}^3} \cdot \frac{0,8 \text{ lb}}{\text{kgr}} \cdot \frac{0,4536 \text{ kg}}{\text{lb}} \cdot \frac{1 \text{ ft}^3}{0,0283 \text{ m}^3}$
	= 153,7798 kg/m ³
Volume Resin	= 57,7319 kg / 153,7798 kg/m ³
	= 0,3754 m ³

4. Dimensi tangki

Dari literatur yang sama (Powell, 1954) Hal. 186 :

TABLE 7. TOTAL FLOW THROUGH VERTICAL CYLINDRICAL FILTERS AND SOFTENERS

Dimensions		Flow, gpm/sq ft of bed area					
Diameter, in.	Area, sq ft	3	4	5	6	8	10
18	1.77	5	7	9	11	14	18
24	3.14	9	13	16	19	25	31
30	4.91	15	20	24	30	39	49
36	7.07	21	28	35	42	56	71
42	9.62	29	38	48	58	77	96
48	12.57	38	50	63	75	100	126
54	15.9	48	64	80	95	127	159
60	19.6	59	78	98	118	157	196
66	23.8	71	95	119	143	190	238
72	28.3	85	113	142	170	226	283
78	33.2	100	133	166	199	266	332
84	38.5	116	154	193	231	308	385
90	44.2	133	177	221	265	354	442
96	50.3	151	201	252	302	402	503
108	63.6	191	254	318	382	509	636
120	78.5	230	314	392	471	628	785
132	95.0	285	380	475	570	760	950
144	113.1	339	452	566	679	905	1131

Laju alir volumetrik air = $4,3143 \text{ m}^3 / \text{jam}$ = 19 gpm

Ditetapkan *flow rate* = 8 gpm / sq.ft

Laju alir volumetrik maks. = 20 gpm

Diameter tangki = 30 in = 0,7620 m

Luas area penampang = $4,91 \text{ ft}^2$ = $0,4561 \text{ m}^2$

Tinggi resin = volume resin / luas area

$$= 0,3754 \text{ m}^2 / 0,4561 \text{ m}^2$$

$$= 0,8230 \text{ m}$$

Tinggi tangki dirancang = $1,2 \cdot$ tinggi resin

$$= 1,2 \cdot 0,8230 \text{ m}$$

$$= 1,0295 \text{ m}$$

Material yang digunakan *Carbon Steel Grade A285*

5. Volume Tangki

$$V = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot 0,7620^2 \cdot 1,0295 \text{ m}^3$$

$$= 0,4692 \text{ m}^3$$

6. Kebutuhan untuk regenerasi resin :

Volume resin = $0,3754 \text{ m}^3$ = $13,2578 \text{ ft}^3$

Kapasitas regeneran = 10 lb/ft²

Jumlah regeneran yang dibutuhkan = $13,2578 \text{ ft}^3 \cdot 10 \text{ lb/ft}^3$

$$= 132,5780 \text{ lb} = 60,1363 \text{ kg}$$

Lama proses, (asumsi) = 2 jam

Laju alir massa regeneran = $60,1363 \text{ kg} / 2 \text{ jam}$

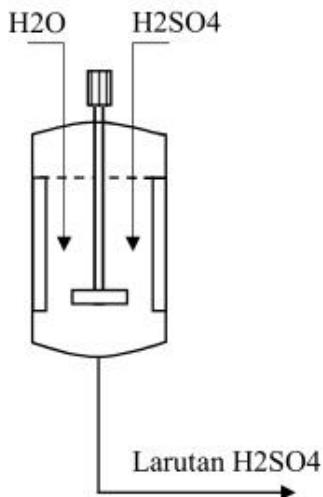
$$= 30,0681 \text{ kg/jam}$$

7. Kesimpulan Perancangan Tangki Kation Exchanger

Diameter = 0,7620 m
Tinggi = 1,0295 m
Volume resin = 0,3754 m³
Waktu operasi = 7 hari
Jumlah = 2 unit (pemakaian bergantian)
Material = Stainless-Steel SA-167 Grade 11, tipe-316.

TANGKI PENYIMPANAN H₂SO₄

(TU-05)



Tugas : Mempersiapkan larutan H₂SO₄ 2% sebagai regeneran resin kation
Jenis alat : Tangki silinder tegak

1. Kondisi operasi

Suhu : 303 K

Tekanan : 1 atm

Jumlah H₂SO₄ 2% yang diperlukan = 60,1363 kg

2. Kebutuhan H₂SO₄

$$\begin{aligned}\text{Jumlah H}_2\text{SO}_4 \text{ yang diperlukan} &= 2\% \cdot 60,1363 \text{ kg} \\ &= 1,2027 \text{ kg}\end{aligned}$$

3. Kebutuhan air

$$\begin{aligned}\text{Jumlah H}_2\text{O yang diperlukan} &= 60,1363 \text{ kg} - 1,2027 \text{ kg} \\ &= 58,9336 \text{ kg}\end{aligned}$$

4. Perancangan tangki

a) Volume larutan

$$\text{Densitas H}_2\text{SO}_4 = 1830 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 995,65 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \frac{1,2027 \text{ kg}}{1830 \text{ kg/m}^3} \cdot \frac{58,9336 \text{ kg}}{995,65 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0598 \text{ m}^3\end{aligned}$$

b) Volume tangki

Larutan disimpan selama 1 bulan (30 hari).

Regenerasi dilakukan setiap 3 hari.

Volume larutan untuk 10x pemakaian = $0,0598 \text{ m}^3 \cdot 10 = 0,5980 \text{ m}^3$

Untuk faktor safety, dirancang volume larutan 120% dari volume larutan

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 120\% \cdot 0,5980 \text{ m}^3 \\ &= 0,7182 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi tangki :

Dirancang rasio diameter dan tinggi tangki = 1 : 1,2 (H = 1,2 D)

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$0,7182 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot 1,2 \cdot D$$

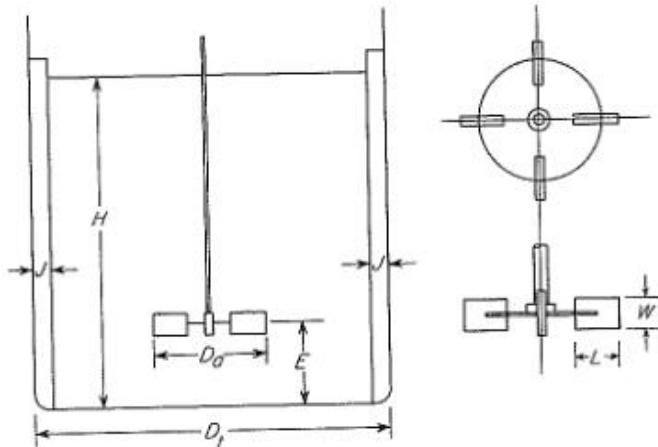
$$D = 0,9135 \text{ m}$$

$$H = 1,0962 \text{ m}$$

c) Geometri Impeller

Menggunakan gambaran pada buku Unit Operations of Chemical Engineering,

Mc. Cabe and Smith Ed.5, hal. 242.



Tipikal proporsi rancangan yang digunakan adalah :

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}; \quad \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3}; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$D_a \text{ (Diameter pengaduk)} = \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \cdot 0,9135 \text{ m}$$

$$= 0,3045 \text{ m} = 11,99 \text{ in}$$

$$W \text{ (Lebar Impeller)} = \frac{1}{5} \cdot D_a = \frac{1}{5} \cdot 0,3045 \text{ m}$$

$$= 0,0608 \text{ m}$$

$$L \text{ (Panjang Blade)} = \frac{1}{4} \cdot D_a = \frac{1}{4} \cdot 0,3045 \text{ m}$$

$$= 0,0760 \text{ m}$$

$$J \text{ (Lebar Baffle)} = \frac{1}{12} \cdot D_t = \frac{1}{12} \cdot 0,9135 \text{ m}$$

$$= 0,0760 \text{ m}$$

$$E \text{ (Jarak Pengaduk dari Dasar Reaktor)} = \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \cdot 0,9135 \text{ m}$$

$$= 0,3045 \text{ m}$$

Jumlah Baffle yang digunakan 4 dan jumlah Blade yang digunakan 6 (Unit Operations of Chemical Engineering Mc. Cabe and Smith Ed. 5. hal 243).

d) Kecepatan Pengaduk

Dari tabel 8.10. dalam buku Chemical Reaktor Design for Process Plants, Howard, F.R., hal. 366. Kecepatan putaran (tip speed) untuk jenis pengaduk tipe marine-impeller, dengan 3 flat-blade yaitu sebesar : $N = 500-700 \text{ ft/menit}$.

Diambil nilai $N = 600 \text{ ft/menit} \times 0,3048 \text{ m/ft} = 182,88 \text{ m/menit}$

$$N = \frac{182,88 \text{ m/menit}}{\pi \cdot D_a} = \frac{182,88 \text{ m/menit}}{3,14 \cdot 0,3045 \text{ m}}$$

$$N = 191,6 \text{ rpm} = 3,19 \text{ rps}$$

Dari Walas, Chemical Process Equipment, Selection and Design, hal. 288 terkait standar kecepatan pengaduk yang tersedia di pasar, digunakan :

Kecepatan pengaduk = 230 rpm = 3,83 rps.

e) Menghitung Tenaga Pengaduk

Dari fig. 8.8, tentang typical manufacturer's power correlation. Rase, H.F., hal. 349. Power Number (NP) yang digunakan : 5,5

Dari halaman yang sama, didapat persamaan :

$$H_p = 3,52 \cdot 10^{-3} \cdot NP \cdot \left(\frac{\rho}{62,4}\right) \cdot \left(\frac{N}{60}\right)^3 \cdot \left(\frac{D_a}{12}\right)^5 \quad (44)$$

Dengan nilai N dalam rpm, ρ dalam kg/L dan D_a dalam in. Nilai yang didapat ditambahkan 10% dari nilai dan jumlahkan dengan 0,5 hp untuk mendapatkan tenaga pengaduk (Rase, hal.349)

$$H_p = 3,52 \cdot 10^{-3} \cdot NP \cdot \left(\frac{1,0048 \text{ kg/L}}{62,4}\right) \cdot \left(\frac{230 \text{ rpm}}{60}\right)^3 \cdot \left(\frac{11,99 \text{ in}}{12}\right)^5$$

$$H_p = 0,0175 \text{ hp}$$

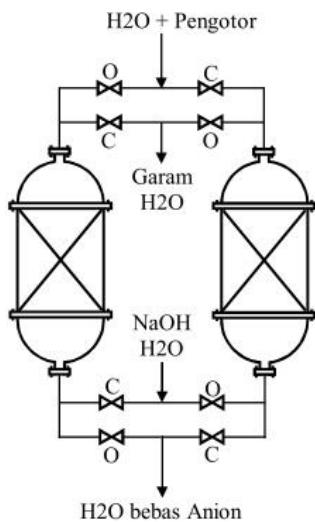
$$H_p = 0,0175 \text{ hp} + 10\% \cdot 0,0175 \text{ hp} + 0,5 \text{ hp}$$

$$H_p = 0,5192 \text{ hp}$$

Efisiensi minimal 80% (dari tabel 14-5 hal. 629, Ludwig, E.F., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants) maka $0,5192 \text{ hp} / 80\% = 0,6 \text{ hp}$. Dipilih tenaga pengaduk standar 1 hp.

Anion Exchanger

(AE-01)



Tugas : Mengikat ion-ion negatif dari mineral yang masih terkandung di
: dalam air

Jenis alat : Tangki silinder tegak dengan bahan isian resin

1. Data Operasi :

Laju alir massa air masuk	= 4295,5286 kg/jam
Densitas, 30°C	= 995,65 kg/m ³
Laju alir volumetrik	= 4,3143m ³ /jam
Kadar mineral, (asumsi)	= 80 ppm
Lama waktu operasi	= 7 hari
Jumlah tangki	= 2 unit (digunakan secara bergantian)

2. Karakteristik resin

Bahan isian (resin) = Nalcite SBR (Styrene-divinyl benzene)

Dari Tabel 5. Powell, 1954. Water Conditioning for Industry. Hal. 171 :

Rec. flow rate	= 5 - 7,5 gpm/sq ft
Kapasitas	= 11 kgr/cu ft
Efisiensi	= 0,72 lb/kgr
Regenerant	= 8 lb/cu ft
Bahan regenerant	= NaOH (4%)

3. Volume Resin

Kadar mineral	= 80 ppm
Laju alir massa air masuk	= 4295,5286 kg/jam
Jumlah mineral	= 80 ppm . 4295,5286 kg/jam
	= 0,3436 kg/jam . 7 hari . 24 jam/hari
	= 57,7319 kg
Kemampuan Resin	= Kapasitas resin . Efisiensi
	$= \frac{11\text{kgr}}{\text{ft}^3} \cdot \frac{0,72\text{lb}}{\text{kgr}} \cdot \frac{0,4536\text{kg}}{\text{lb}} \cdot \frac{1\text{ft}^3}{0,0283\text{m}^3}$
	= 126,8684 kg/m ³
Volume Resin	= 57,7319 kg / 126,8684 kg/m ³
	= 0,4551 m ³

4. Dimensi tangki

Dari literatur yang sama (Powell, 1954) Hal. 186 :

TABLE 7. TOTAL FLOW THROUGH VERTICAL CYLINDRICAL FILTERS AND SOFTENERS

Dimensions		Flow, gpm/sq ft of bed area					
Diameter, in.	Area, sq ft	3	4	5	6	8	10
18	1.77	5	7	9	11	14	18
24	3.14	9	13	16	19	25	31
30	4.91	15	20	24	30	39	49
36	7.07	21	28	35	42	56	71
42	9.62	29	38	48	58	77	96
48	12.57	38	50	63	75	100	126
54	15.9	48	64	80	95	127	159
60	19.6	59	78	98	118	157	196
66	23.8	71	95	119	143	190	238
72	28.3	85	113	142	170	226	283
78	33.2	100	133	166	199	266	332
84	38.5	116	154	193	231	308	385
90	44.2	133	177	221	265	354	442
96	50.3	151	201	252	302	402	503
108	63.6	191	254	318	382	509	636
120	78.5	236	314	392	471	628	785
132	95.0	285	380	475	570	760	950
144	113.1	339	452	566	679	905	1131

Laju alir volumetrik air = $4,3143 \text{ m}^3 / \text{jam}$ = 19 gpm

Ditetapkan *flow rate* = 4 gpm /sq.ft

Laju alir volumetrik maks. = 20 gpm

Diameter tangki = 30 in = 0,7620 m

Luas area penampang = $4,91 \text{ ft}^2$ = $0,4561 \text{ m}^2$

Tinggi resin = volume resin / luas area

$$= 0,4551 \text{ m}^2 / 0,4561 \text{ m}^2$$

$$= 0,9975 \text{ m}$$

Tinggi tangki dirancang = $1,2 \cdot$ tinggi resin

$$= 1,2 \cdot 0,9975 \text{ m}$$

$$= 1,1971 \text{ m}$$

Material yang digunakan *Carbon Steel Grade A285*

5. Volume Tangki

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$= \frac{1}{4} \pi \cdot 0,7620^2 \cdot 1,1971 \text{ m}^3$$

$$= 0,5456 \text{ m}^3$$

6. Kebutuhan untuk regenerasi resin :

Volume resin = $0,4551 \text{ m}^3$ = $16,0700 \text{ ft}^3$

Kapasitas regenerasi = 8 lb/ ft^2

Jumlah regenerasi yang dibutuhkan = $16,0700 \text{ ft}^3 \cdot 8 \text{ lb}/\text{ft}^2$
= 128,5605 lb = 58,3140 kg

Lama proses, (asumsi) = 2 jam

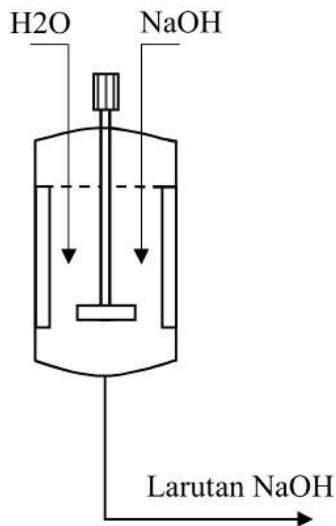
Laju alir massa regenerasi = $58,3140 \text{ kg} / 2 \text{ jam}$
= 29,15702 kg/jam

7. Kesimpulan Perancangan Tangki Kation Exchanger

Diameter = 0,7620 m
Tinggi = 1,1971 m
Volume resin = 0,4551 m³
Waktu operasi = 7 hari
Jumlah = 2 unit (pemakaian bergantian)
Material = Stainless-Steel SA-167 Grade 11, tipe-316.

TANGKI PENYIMPANAN NaOH

(TP-06)



Tugas : Mempersiapkan larutan NaOH 4% sebagai regenerasi resin anion

Jenis alat : Tangki silinder tegak

1. Kondisi operasi

Suhu : 303 K

Tekanan : 1 atm

Jumlah NaOH 4% yang diperlukan = 58,3140 kg

2. Kebutuhan NaOH

$$\begin{aligned} \text{Jumlah NaOH yang diperlukan} &= 4\% \cdot 58,3140 \text{ kg} \\ &= 2,3325 \text{ kg} \end{aligned}$$

3. Kebutuhan air

$$\begin{aligned} \text{Jumlah H}_2\text{O yang diperlukan} &= 58,3140 \text{ kg} - 2,3325 \text{ kg} \\ &= 55,9815 \text{ kg} \end{aligned}$$

4. Perancangan tangki

a) Volume larutan

Densitas NaOH = 1910 kg/m³

Densitas H₂O = 995,65 kg/m³

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \frac{2,3325 \text{ kg}}{1910 \text{ kg/m}^3} \cdot \frac{55,9815 \text{ kg}}{995,65 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0574 \text{ m}^3\end{aligned}$$

b) Volume tangki

Larutan disimpan selama 1 bulan (30 hari).

Regenerasi dilakukan setiap 3 hari.

Volume larutan untuk 10x pemakaian = $0,0574 \text{ m}^3 \cdot 10 = 0,5740 \text{ m}^3$

Untuk faktor safety, dirancang volume larutan 120% dari volume larutan

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 120\% \cdot 0,5740 \text{ m}^3 \\ &= 0,6893 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi tangki :

Dirancang rasio diameter dan tinggi tangki = 1 : 1,2 (H = 1,2 D)

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$$

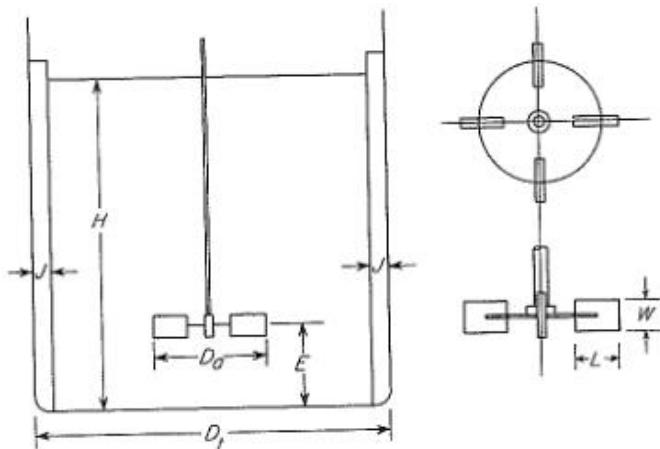
$$0,6893 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot 1,2 \cdot D$$

$$D = 0,9011 \text{ m}$$

$$H = 1,0810 \text{ m}$$

c) Geometri Impeller

Menggunakan gambaran pada buku Unit Operations of Chemical Engineering, Mc. Cabe and Smith Ed.5, hal. 242.



Tipikal proporsi rancangan yang digunakan adalah :

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}; \quad \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3}; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$\begin{aligned}
 \mathbf{Da} \quad (\mathbf{Diameter pengaduk}) &= \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \cdot 0,9011 \text{ m} \\
 &= 0,3004 \text{ m} = 11,8261 \text{ in} \\
 \mathbf{W} \quad (\mathbf{Lebar Impeller}) &= \frac{1}{5} \cdot D_a = \frac{1}{5} \cdot 0,3004 \text{ m} \\
 &= 0,0601 \text{ m} \\
 \mathbf{L} \quad (\mathbf{Panjang Blade}) &= \frac{1}{4} \cdot D_a = \frac{1}{4} \cdot 0,3004 \text{ m} \\
 &= 0,0751 \text{ m} \\
 \mathbf{J} \quad (\mathbf{Lebar Baffle}) &= \frac{1}{12} \cdot D_t = \frac{1}{12} \cdot 0,9011 \text{ m} \\
 &= 0,0751 \text{ m} \\
 \mathbf{E} \quad (\mathbf{Jarak Pengaduk dari Dasar Reaktor}) &= \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \cdot 0,9011 \text{ m} \\
 &= 0,3004 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jumlah Baffle yang digunakan 4 dan jumlah Blade yang digunakan 6 (Unit Operations of Chemical Engineering Mc. Cabe and Smith Ed. 5. hal 243).

d) Kecepatan Pengaduk

Dari tabel 8.10. dalam buku Chemical Reaktor Design for Process Plants, Howard, F.R., hal. 366. Kecepatan putaran (tip speed) untuk jenis pengaduk tipe marine-impeller, dengan 3 flat-blade yaitu sebesar : $N = 500-700 \text{ ft/menit}$.

Diambil nilai $N = 600 \text{ ft/menit} \times 0,3048 \text{ m/ft} = 182,88 \text{ m/menit}$

$$N = \frac{182,88 \text{ m/menit}}{\pi \cdot D_a} = \frac{182,88 \text{ m/menit}}{3,14 \cdot 0,3004 \text{ m}}$$

$$N = 194 \text{ rpm} = 3,23 \text{ rps}$$

Dari Walas, Chemical Process Equipment, Selection and Design, hal. 288 terkait standar kecepatan pengaduk yang tersedia di pasar, digunakan :

Kecepatan pengaduk = 230 rpm = 3,83 rps.

e) Menghitung Tenaga Pengaduk

Dari fig. 8.8, tentang typical manufacturer's power correlation. Rase, H.F., hal. 349. Power Number (NP) yang digunakan : 5,5

Dari halaman yang sama, didapat persamaan :

$$H_p = 3,52 \cdot 10^{-3} \cdot NP \cdot \left(\frac{\rho}{62,4}\right) \cdot \left(\frac{N}{60}\right)^3 \cdot \left(\frac{D_a}{12}\right)^5 \quad (44)$$

Dengan nilai N dalam rpm, ρ dalam kg/L dan D_a dalam in. Nilai yang didapat ditambahkan 10% dari nilai dan jumlahkan dengan 0,5 hp untuk mendapatkan tenaga pengaduk (Rase, hal.349)

$$H_p = 3,52 \cdot 10^{-3} \cdot NP \cdot \left(\frac{1,0321 \text{ kg/L}}{62,4}\right) \cdot \left(\frac{230 \text{ rpm}}{60}\right)^3 \cdot \left(\frac{11,8261 \text{ in}}{12}\right)^5$$

$$H_p = 0,1649 \text{ hp}$$

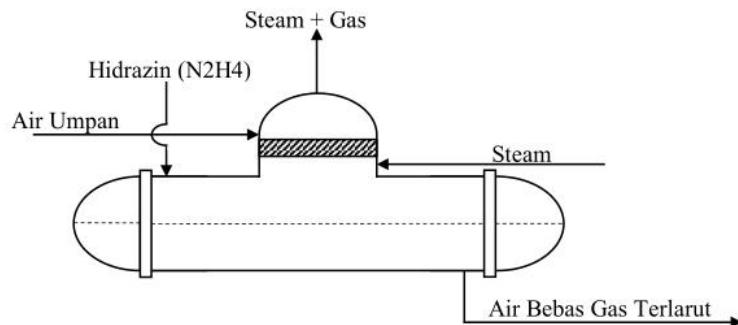
$$H_p = 0,1649 \text{ hp} + 10\% \cdot 0,1649 \text{ hp} + 0,5 \text{ hp}$$

$$H_p = 0,6814 \text{ hp}$$

Efisiensi minimal 80% (dari tabel 14-5 hal. 629, Ludwig, E.F., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants) maka $0,6814 \text{ hp} / 80\% = 0,85 \text{ hp}$. Dipilih tenaga pengaduk standar 1 hp.

DEAERATOR

(D - 01)



Tugas : Melepaskan gas-gas terlarut di dalam air dan melakukan pemanasan awal
: pada air sebelum di umpangkan menuju boiler

Jenis : Silinder vertikal dengan bahan isian yang dilengkapi tangki penampungan air

1. Kondisi air umpan deaerator :

Dari kern, Chemical Properties :

Komponen	Cp (J/mol K)			
	A	B	C	D
Water	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07

a) Umpan masuk dari Ion Exchanger :

$$\text{Suhu} = 30^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir massa} &= \text{Laju alir ion exchanger} - \text{laju air proses} \\ &= (4295,5280 - 3349,0413) \text{ kg/jam} \\ &= 946,4873 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Laju alir mol} = 52,5826 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}Q_1 &= n \cdot C_p \cdot dT \\ &= n \cdot (A + B T + C T^2 + D T^3) dT\end{aligned}$$

$$= n \cdot \left(A \cdot T + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 + \frac{1}{4} D T^4 \right) \Big|_{T_{ref}}^{T_{in}}$$

$$C_{p1} = 377,5027 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}Q_1 &= 52,5826 \text{ kmol/jam} \cdot 377,5027 \text{ kJ/kmol} \\ &= 19850,0895 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

b) Umpulan masuk dari recycle kondensat steam :

$$\text{Suhu} = 115,55^\circ\text{C}$$

$$\text{Laju alir massa} = 4492,0952 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir mol} = 249,5608 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_2 = n \cdot C_p \cdot dT$$

$$= n \cdot (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= n \cdot (A \cdot T + \frac{1}{2}BT^2 + \frac{1}{3}CT^3 + \frac{1}{4}DT^4) \Big|_{T_{ref}}^{T_{in}}$$

$$C_{p2} = 3066,6797 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_2 = 249,5608 \text{ kmol/jam} \cdot 3066,6797 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 765323,1864 \text{ kJ/jam}$$

c) Umpulan campuran deaerator :

$$\text{Suhu} = 59,5^\circ\text{C} \text{ (hasil trial)}$$

$$\text{Total laju alir massa} = 5438,5825 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total laju alir mol} = 302,1435 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Densitas} = 983,2 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik} = 5,5315 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q_3 = n \cdot C_p \cdot dT$$

$$= n \cdot (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= n \cdot (A \cdot T + \frac{1}{2}BT^2 + \frac{1}{3}CT^3 + \frac{1}{4}DT^4) \Big|_{T_{ref}}^{T_{in}}$$

$$C_{p3} = 2598,6769 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_3 = 302,1435 \text{ kmol/jam} \cdot 2598,6769 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 785173,2759 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_3 = Q_1 + Q_2$$

$$= 19850,0895 + 765323,1864 \text{ kJ/jam}$$

$$= 785173,2759 \text{ kJ/jam}$$

2. Data umpan steam

Steam yang digunakan adalah steam bertekanan rendah. Selain untuk memisahkan gas dari dalam air, steam juga digunakan sebagai media pemanasan awal untuk air umpan boiler. Kebutuhan steam disesuaikan dengan target suhu masuk umpan boiler.

$$\text{Suhu} = 240^{\circ}\text{F} = 115,56^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1,699 \text{ atm}$$

$$\text{Laju alir massa steam} = 271,9291 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Entalphi steam} = 2699,3 \text{ kJ/kg}$$

3. Bahan isian

Berfungsi untuk memperlama kontak antara steam dengan air

$$\text{Jenis} = \text{Stoneware - raschig ring}$$



Raschig ring - Wikipedia

$$\text{Diameter} = 0,25 \text{ in}$$

4. Kebutuhan Hydrazin (N_2H_4)

Berfungsi untuk memisah sisa gas terlarut (O_2) yang tidak terpisah oleh steam

$$\text{Kadar gas } (\text{O}_2) = 2 \text{ ppm} \quad (\text{Salmin, 2005})$$

$$\text{Jumlah gas } (\text{O}_2) = 2 \text{ ppm} \cdot 1.10^{-6} \cdot 5438,5825 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,0110 \text{ kg/jam} / 32 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,0003 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Kebutuhan N}_2\text{H}_4 = \text{Jumlah gas. BM N}_2\text{H}_4$$

$$= 0,0003 \text{ kmol/jam} \cdot 32 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,0110 \text{ kg/jam}$$

5. Dimensi Daeaerator

Jumlah air umpan	= 5438,5825 kg/jam = 11990,0240 lb/jam
Fluks massa	= 1000 lb/jam.ft ²
Luas penampang, (A _p)	= $\frac{11990,0240 \text{ lb / jam}}{1000 \text{ lb / jam} \cdot \text{ft}^2}$
	= 11,9900 ft ² = 1,1138 m ²
Diameter Daeaerator (D _d)	= $\sqrt{\frac{4 \cdot A_p}{\pi}} = 1,1912 \text{ m}$
Laju alir massa steam	= 271,9290 kg/jam
Menggunakan persamaan gas ideal :	
Densitas steam	= 0,9599 kg/m ³
Laju alir volumetrik steam	= 283,3001 m ³ /jam
Waktu tinggal steam	= 10 detik
Volume bahan isian	= 283,3001 m ³ /jam . 10 detik. $\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}}$
	= 0,7869m ³
Tinggi bahan isian	= $\frac{\text{Volume bahan isian}}{\text{Luas penampang deaerator}}$
	= $\frac{0,7869 \text{ m}^3}{1,1138 \text{ m}^2} = 0,7065 \text{ m}$
Tinggi deaerator	= 1,2 . tinggi bahan isian
	= 1,2 . 0,7065 m
	= 0,8478 m

6. Volume tangki penyimpanan air sementara

Laju alir volumetrik air	= 5,5315 m ³ /jam
Lama penyimpanan	= 1 jam
Volume air	= 5,5315 m ³
Diambil untuk faktor safety, volume tangki sekitar 120% dari total volume air	
Volume tangki	= 120% . 5,5315 m ³
	= 6,6378 m ³

Dirancang untuk rasio diameter dan tinggi tangki = 1 : 3 ($H = 3.D_t$)

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4}\pi.D_t^2.H$$

$$6,6378 \text{ m}^3 = \frac{1}{4}\pi.D_t^2.3D_t$$

$$\text{Diameter tangki (D)} = 1,4126 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= 1,2 . 1,4126 \text{ m} \\ &= 4,2377 \text{ m} \end{aligned}$$

7. Neraca Panas

a) Panas masuk

$$\begin{aligned} - \text{Panas yang dibawa steam (Q}_s\text{)} &= 2699,3 \text{ kJ/kg} . 271,9291 \text{ kg/jam} \\ &= 734024,5428 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Panas masuk} - \text{Panas keluar} + \text{Panas steam} = \text{Akumulasi} = 0$$

Dari kern, Chemical Properties :

Komponen	Cp (J/mol K)			
	A	B	C	D
Water	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07

- Panas dari umpan masuk

$$T_{in} = 59,5^\circ\text{C} = 332,5 \text{ K}$$

$$T_{eff} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= n . Cp . dT \\ &= n . (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \end{aligned}$$

$$= n . \left(A.T + \frac{1}{2}BT^2 + \frac{1}{3}CT^3 + \frac{1}{4}DT^4 \right) \Big|_{T_{eff}}^{T_{in}}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir air umpan (mol)} &= 5438,5825 \text{ kg/jam} / 18 \text{ kg/mol} \\ &= 302,1434 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= 302,1434 \text{ kmol/jam} . 2598,6769 \text{ kJ/kmol} \\ &= 785173,2760 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas keluar

$$T_{out} = 91,85^\circ C = 364,85 K \quad (\text{Hasil trial})$$

$$T_{ref} = 25^\circ C = 298 K$$

$$Q_{out} = n \cdot Cp \cdot dT$$

$$= n \cdot (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= n \cdot \left(A \cdot T + \frac{1}{2} BT^2 + \frac{1}{3} CT^3 + \frac{1}{4} DT^4 \right) \Big|_{T_{ref}}^{T_{in}}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir air umpan (mol)} &= 5438,5825 \text{ kg/jam} / 18 \text{ kg/mol} \\ &= 302,1434 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{out} &= 302,1434 \text{ kmol/jam} \cdot 5028,0676 \text{ kJ/kmol} \\ &= 1519197,8187 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas

$$Q_{in} + Q_{steam} = Q_{out}$$

$$(785173,2760 + 734024,5427) \text{ kJ/jam} = 159197,8187 \text{ kJ/jam}$$

$$159197,8187 \text{ kJ/jam} = 159197,8187 \text{ kJ/jam}$$

Tangki Hydrazin (N_2H_4)

(TU - 08)

Tugas : Menampung larutan hydrazin yang akan digunakan pada deaerator

Jenis : Tangki silinder vertikal

1. Data kebutuhan hydrazin

$$\text{Suhu} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Kebutuhan} = 0,0110 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 999,38 \text{ kg/m}^3$$

2. Perancangan tangki

$$\text{Waktu tinggal} = 3 \text{ bulan} = 90 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa Hydrazin yang di tampung} &= 0,0110 \text{ kg/jam} \cdot 90 \text{ hari} \cdot 24 \text{ jam/hari} \\ &= 23,8961 \text{ kg}\end{aligned}$$

Kadar larutan hydrazin yang digunakan = 5%

$$\text{Laju alir massa air pelarut} = \frac{95\%}{5\%} \cdot 23,8963 \text{ kg} = 445,0264 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \frac{23,8961 \text{ kg}}{999,38 \text{ kg/m}^3} + \frac{445,0264 \text{ kg}}{995,65 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,4800 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki dirancang} &= 1,2 \cdot \text{Volume larutan} \\ &= 0,5760 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang rasio diameter dan tinggi tangki = 1 : 1,2 (H = 1,2 D)

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$0,5760 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot 1,2D$$

$$D = 0,8487 \text{ m}$$

$$H = 1,2 D = 1,0184 \text{ m}$$

Boiler - 01
(B-01)

Tugas : Memproduksi steam jenuh untuk memenuhi kebutuhan proses produksi

Tipe : *Fire tube boiler*

1. Kondisi Operasi

Suhu air masuk = 91,85°C
Tekanan air masuk = 1 atm
Laju alir massa air = 5438,5825 kg/jam = 302,1434 kmol/jam
Densitas = 964,06 kg/m³
Suhu steam yang dihasilkan = 171°C
Tekanan steam = 25 psi = 8,0301 atm
Jumlah steam yang dihasilkan = 5035,7245 kg/jam = 279,7625 kmol/jam
Jumlah blowdown = 8% dari steam yang dihasilkan. (energy.gov)
= 402,8579 kg/jam

2. Pemilihan bahan bakar

Digunakan Solar karena kandungan energinya yang cukup tinggi dan juga mudah didapat dari daerah sekitar.

Nilai bakar solar = 42,8 MJ/kg = 42800 kJ/kg (engineeringtoolbox.com)
Efisiensi pembakaran = 70%
Densitas = 836 kg/m³

3. Beban panas boiler

Data kapasitas panas air :

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O _(l)	92,053	-4,E-02	-2,E-04	5,3469E-07
H ₂ O _(g)	33,933	-8,42E-03	3,00E-05	-1,78E-08

Menggunakan neraca panas :

$$Qt = Qs_1 + Q_l + Qs_2$$

Dengan :

Qs_1 = Beban panas untuk menaikkan suhu air menuju suhu didih

$$= n_{air} \cdot C_{pair} \cdot dT$$

$$= n \cdot (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= n \cdot \left(A \cdot T + \frac{1}{2} BT^2 + \frac{1}{3} CT^3 + \frac{1}{4} DT^4 \right) \Big|_{91,85^\circ C}^{100^\circ C}$$

$$= 302,1434 \text{ kmol/jam} \cdot 614,9726 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 185809,9792 \text{ kJ/jam}$$

Q_l = Panas laten penguapan air

$$= m_{uap} \cdot \lambda$$

λ = 2256,5 kJ/kg (engineeringtoolbox.com)

$$= 5035,7245 \text{ kg/jam} \cdot 2256,5 \text{ kJ/kg}$$

$$= 11363112,4739 \text{ kJ/jam}$$

Qs_2 = Beban panas untuk menaikkan suhu steam

$$= n_{uap} \cdot C_{uap} \cdot dT$$

$$= n_{uap} \cdot (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= n_{uap} \cdot \left(A \cdot T + \frac{1}{2} BT^2 + \frac{1}{3} CT^3 + \frac{1}{4} DT^4 \right) \Big|_{100^\circ C}^{171^\circ C}$$

$$= 279,7625 \text{ kmol/jam} \cdot 1854,2576 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 518751,7008 \text{ kJ/jam}$$

Qt = $Qs_1 + Q_l + Qs_2$

$$= 12067674,1179 \text{ kJ/jam}$$

$$= 11437946,6794 \text{ btu/jam}$$

4. Kebutuhan bahan bakar

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{12067674,1179 \text{ kJ/jam}}{70\% \cdot 42800 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 402,7929 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan bakar} &= 402,7929 \text{ kg/jam} / 836 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,4818 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

5. Perancangan Boiler

a) Ukuran pipa

Dari Tabel 11. Kern. 1965. Process Heat Transfer, digunakan :

$$\text{NPS} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,9 \text{ in}$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa digunakan} = 6 \text{ ft} = 1,8288 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan luar } A_{os} = 0,435 \text{ ft}^2 / \text{ft.pipe}$$

b) Luas perpindahan panas yang dibutuhkan (A)

Dihitung berdasarkan fluks panas (Kern, 1965)

$$\text{Diketahui fluks panas} = 30.000 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

$$\begin{aligned}A &= 11437946,6794 \text{ btu/jam} / 30.000 \text{ Btu/jam.ft}^2 \\ &= 381,2649 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah pipa} &= \frac{A}{A_{os} \cdot L} \\ &= \frac{381,2649 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2 / \text{ft.pipe} \cdot 6 \text{ ft}} \\ &= 146,078 \text{ pipa} \\ &= 147 \text{ pipa}\end{aligned}$$

c) Volume tangki

$$\text{Volume air} = 5438,5825 \text{ kg/jam}$$

Untuk waktu tinggal 1 jam ;

$$\begin{aligned}\text{Volume air} &= 5438,5825 \text{ kg/jam} / 964,06 \text{ kg/m}^3 \\ &= 5,6413 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki dirancang} &= 120\% \cdot \text{Volume air} \\ &= 6,7695 \text{ m}^3\end{aligned}$$

d) Dimensi tangki

Rasio antara tinggi dan diameter tangki dirancang 2 : 1 ($H = 2D$)

$$V_{\text{tangki}} = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot H = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot 2D$$

$$6,7695 \text{ m}^3 = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot D^3$$

$$D = 1,6276 \text{ m}$$

$$H = 2 \cdot D$$

$$= 3,2552 \text{ m}$$

TANGKI KONDENSAT
(TU-07)

Tugas : Menampung kondensat steam

Jenis alat : Tangki silinder horizontal

1. Kondisi operasi

Suhu	= 171 C
Tekanan	= 8,03 atm
Jumlah kondensat	= 5035,7245 kg/jam
Densitas	= 895,94 kg/m ³
Laju alir volumetrik	= 5,6210 m ³ /jam

2. Perancangan tangki

a) Volume kondensat yang ditampung

$$\begin{aligned}\text{Waktu tinggal kondensat} &= 1 \text{ jam} \\ \text{Volume kondensat} &= 5,6210 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot 1 \text{ jam} \\ &= 5,6210 \text{ m}^3\end{aligned}$$

b) Volume tangki

Untuk faktor safety, dirancang volume larutan 120% dari volume kondensat

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 120\% \cdot 5,6210 \text{ m}^3 \\ &= 6,7447 \text{ m}^3\end{aligned}$$

c) Dimensi tangki

Dirancang rasio diameter dan panjang tangki = 1 : 3 (L = 3.D)

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot L$$

$$6,7447 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot 3 \cdot D$$

$$D = 1,4201 \text{ m}$$

$$L = 3D = 4,2603 \text{ m}$$

FLASH TANK

(FT-01)

Tugas : Menguapkan kembali kondensat dengan menurunkan tekanan

: kondensat

Jenis alat : Tangki silinder horizontal

1. Penurunan tekanan kondensat dengan *expantion valve*

a) Kondisi kondensat semula :

Fasa = Cair jenuh

Suhu = 171°C

Tekanan = 8,03 atm

Laju alir massa (F) = 5035,7245 kg/jam

Entalpi kondensat, H_{L1} = 723,69 kJ/kg (Tabel 7. Kern, 1965)

b) Kondisi kondensat saat di dalam flash tank

Fasa = Cair jenuh + uap jenuh

Suhu = 116°C

Tekanan = 1,7 atm

Laju alir massa = 5035,7245 kg/jam

Entalpi cair jenuh, H_{L2} = 484,6 kJ/kg (Tabel 7. Kern, 1965)

Entalpi uap jenuh, H_{V2} = 2699,3 kJ/kg (Tabel 7. Kern, 1965)

2. Kesetimbangan uap-cair pada kondensat

Menghitung fraksi massa uap dan cair :

$$(F \cdot H_{L1}) - (F - L) \cdot H_{V2} - (L \cdot H_{L2}) = 0$$

$$(H_{L1}) - \left(\frac{F - L}{F}\right) H_{V2} - \left(\frac{L}{F} \cdot H_{L2}\right) = 0$$

$$L / F = X_L = \text{Fraksi massa kondensat cair}$$

$$(H_{L1}) - (1 - X_L) \cdot H_{V2} - (X_L \cdot H_{L2}) = 0$$

$$\begin{aligned}
724,69 \text{ kJ/kg} - (1 - X_L) \cdot 2699,3 \text{ kJ/kg} - (X_L \cdot 484,6 \text{ kJ/kg}) &= 0 \\
2699,3 X_L - 484,6 X_L &= 1975,6346 \\
2214,7 X_L &= 1975,6346 \\
X_L &= 0,8920 \\
\text{Fraksi uap (} X_V &= 1 - 0,8920 = 0,1079
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Laju uap terbentuk (} V &= 0,1079 \cdot 5035,7245 \text{ kg/jam} \\
&= 543,6293 \text{ kg/jam} \\
\text{Laju cairan tersisa (} L &= 0,8920 \cdot 5035,7245 \text{ kg/jam} \\
&= 4492,0951 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

3. Faktor-Faktor Perancangan Flash Tank

Flv (flooding factor) :

$$\begin{aligned}
F_{lv} &= \left(\frac{L}{V} \right) \cdot \sqrt{\left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)} ; \text{ Dari Walas, 2010. Hal. 648} \\
&= \left(\frac{4492,0951}{543,6293} \right) \cdot \sqrt{\left(\frac{0,9598}{946,7} \right)} \\
&= 0,2631
\end{aligned}$$

K_H (horizontal vapor velocity factor) :

$$K_H = 1,25 \cdot K_V ; \text{ Dari Walas, 2010. Hal. 646 :}$$

K_V (vertikal vapor velocity factor)

$$K_V = \exp(A + B \cdot (\ln Flv) + C \cdot (\ln Flv)^2 + D \cdot (\ln Flv)^3 + E \cdot (\ln Flv)^4)$$

Dengan :

$$A = -1,8775$$

$$B = -0,8146$$

$$C = -0,1871$$

$$D = -0,0145$$

$$E = -0,001$$

$$\begin{aligned} \text{Nilai } K_V &= 0,3355 \\ K_H &= 1,25 \cdot 0,3355 = 0,4194 \end{aligned}$$

Maximum vapor velocity (u_v)_{max}

Dari Walas, 2010. Hal. 646 :

$$\begin{aligned} (u_v)_{\max} &= K_H \cdot \sqrt{\left(\frac{(\rho_l - \rho_v)}{\rho_l} \right)} ; \text{ dengan } (u_v)_{\max} = \text{ft/s} \\ &= 0,4194 \sqrt{\left(\frac{946,7 - 0,9598}{946,7} \right)} \\ &= 13,1646 \text{ ft/s} \\ &= 4,0125 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Minimum vessel cross-sectional area

Dari Walas, 2010. Hal. 646 :

$$\begin{aligned} A_{\min} &= Q_v / (u_v)_{\max} \\ Q_v &= 543,6293 \text{ kg/jam} / 0,9598 \text{ kg/m}^3 \\ &= 566,3617 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 5,5557 \text{ ft}^3/\text{s} \\ A_{\min} &= 5,5557 \text{ ft}^3/\text{s} / 13,1646 \text{ ft/s} \\ &= 0,4220 \text{ ft}^2 \\ &= 0,0392 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter minimum tangki

Dari Walas, 2010. Hal. 646 :

$$\begin{aligned} D_{\min} &= (4A_{\min} \cdot \pi)^{0,5} \cdot \text{ft} \\ &= (4 \cdot 0,4220 \text{ ft}^2 \cdot \pi)^{0,5} \\ &= 2,3023 \text{ ft} = 0,7017 \text{ m} \end{aligned}$$

Volume tangki

Persamaan 18.1 dan Tabel 18.1 Walas, 2010. Hal. 642

$$V_t = 2 \cdot F_4 (F_1 + F_2) \cdot (L + F_3 \cdot V) \text{ gall.}$$

Dari tabel, untuk performa terbaik nilai $F_1 - F_4$:

$$F_1 = 0,5 \quad ; \quad F_2 = 1 \quad ; \quad F_3 = 2 \quad ; \quad F_4 = 1$$

$$L = \text{laju alir volumetrik fasa cair} = 4,7450 \text{ m}^3/\text{jam} = 20,8916 \text{ gpm}$$

$$V = \text{Laju alir volumetrik fasa uap} = 566,3617 \text{ m}^3/\text{jam} = 2493,6158 \text{ gpm}$$

$$\text{Hasil hitungan : } V_t = 15024,3700 \text{ gall.}$$

$$= 56,8672 \text{ m}^3$$

Dengan faktor pengaman 1,2. V_t hitung, volume tangki = 68,2406 m^3

$$\text{Panjang tangki (} L_t \text{)} = V_t / ((3,14 / 4) \cdot D_t^2)$$

Dari Walas, 2010. Hal. 647. L/D tangki = 3 < L/D < 5

Dirancang $L/D = 4$; $L = 4 \cdot D$

$$4 \cdot D_t = V_t / ((3,14 / 4) \cdot D_t^2)$$

$$D_t^3 = V_t / 4 \cdot ((3,14 / 4))$$

$$D_t = 2,6260 \text{ m}$$

$$L_t = 5 \cdot D_t = 10,5043 \text{ m}$$

UNIT PENYEDIAAN UDARA TEKAN

Instrumentasi pengendalian proses dilakukan secara pneumatik menggunakan udara tekan :

Jumlah instrumen pengendali = 16 buah

Kebutuhan udara, asumsi = $2 \text{ m}^3/\text{jam}$ udara kering / instrumen

Kebutuhan total = $32 \text{ m}^3/\text{jam}$

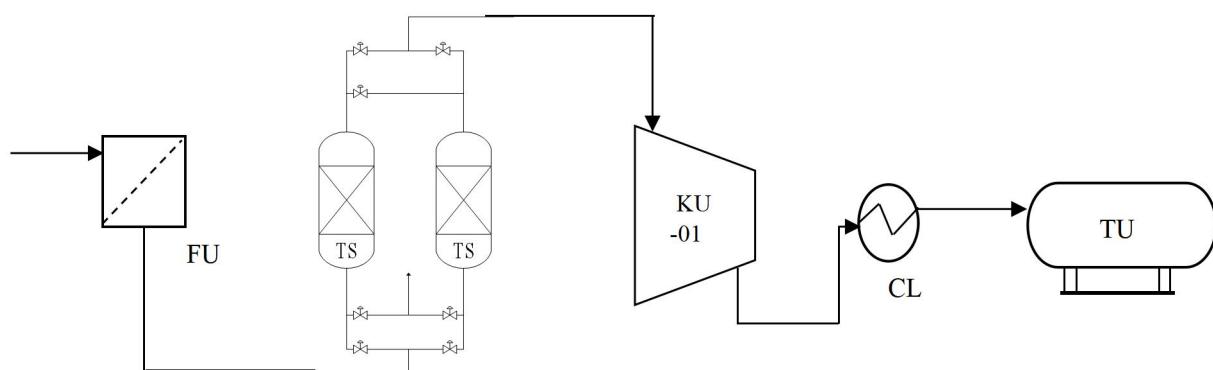
Kebutuhan dilebihkan sekitar 10%

Kebutuhan udara menjadi = $32 \text{ m}^3 \times 110\% = 35,2 \approx 36 \text{ m}^3/\text{jam}$

Dengan densitas udara = $1,164 \text{ kg/m}^3$

Laju alir massa udara = $41,9040 \text{ kg/jam}$

Diagram proses penyediaan udara tekan :



Gambar Utilitas – 1. Unit Penyediaan Udara Tekan

Keterangan :

FU = Filter udara

KU = Kompresor Udara

CL = Cooler Utilitas

TS = Tangki Silika

TU = Tangki Udara

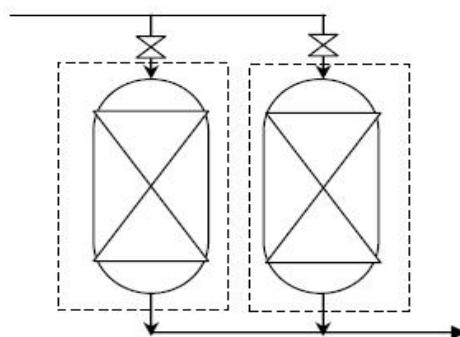
Uraian proses :

Udara bebas disuplai dari lingkungan sekitar kemudian dialirkan kedalam penyaring (*air filter*) untuk membebaskan udara dari debu-debu pengotor. Setelah disaring, udara bersih dialirkan menuju tangki silika. Silika akan menyerap kandungan air dalam udara. Udara kering di naikkan tekanannya dengan menggunakan kompressor (~ 4 atm). Proses ini akan menaikkan suhu udara sehingga udara perlu didinginkan kembali dengan mengalirkannya melewati cooler, kemudian baru disimpan di dalam tangki dengan tekanan 4 atm.

1. Tangki Silika

Tugas : Menyerap kandungan air yang terbawa oleh udara.

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan bahan isian silika.



Gambar Utilitas – 2. Tangki Silika

Kondisi Operasi :

Suhu masuk udara = 30 °C.

Kelembaban relatif pada suhu 30 °C, $Y_1 = 0,03 \text{ kg uap air/kg udara}$

Jumlah udara kering = 41,9040 kg/jam

Jumlah uap air dalam udara = $\frac{41,9040}{0,03} = 1,2571 \text{ kg/jam}$

Kelembaban relatif udara keluar, $Y_2 = 0,005 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara}$

Berat Molekul udara (BM) = 28,84 kg/kmol

a. Kebutuhan Silika :

Silika akan digunakan selama 1 minggu, dan kemudian diregenerasi untuk digunakan kembali.

1) Massa uap yang diserap :

$$\begin{aligned}
 m_{H_2O} &= udara basah \times (Y_1 - Y_2) \times Waktu \text{ tinggal} \\
 &= 41,9040 \text{ kg/jam} \times (0,03 - 0,005) \text{ kg}_{H_2O}/\text{kg}_{\text{udara}} \times (24 \text{ jam/1 hari}) \\
 &\quad \times (7 \text{ hari/1 minggu}) \\
 &= 175,9968 \text{ kg/minggu}
 \end{aligned}$$

2) Kebutuhan Silika

Kemampuan penyerapan silika sebesar $0,35 - 0,5 \text{ kg H}_2\text{O/kg silika}$

(Tabel 16-5, Perry 8th ed, 2008)

Diambil kemampuan silika rata-rata sebesar $0,4 \text{ kg H}_2\text{O/kg silika}$

$$\text{Massa silika} = \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{kemampuan silika}}$$

$$\text{Massa silika} = \frac{175,9968 \text{ kg}}{0,4 \text{ kg air/kg silika}} = 439,9920 \text{ kg silika}$$

3) Volume Silika

$$\text{Densitas silika} = 2260 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume silika} = \frac{\text{massa silika}}{\text{densitas silika}}$$

$$\text{Volume silika} = \frac{439,9920 \text{ kg}}{2260 \text{ kg/m}^3} = 0,1947 \text{ m}^3$$

b. Menghitung ukuran tangki

Tangki dirancang *over design* sebesar 20% dari total volume silika

$$\text{Volume tangki, } V_t = 120\% \times 0,1947 \text{ m}^3$$

$$V_t = 0,2336 \text{ m}^3$$

Rasio tinggi dan diameter tangki ditetapkan $1 : 1$ ($H = D$)

$$V_t = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$V_t = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi}}$$

$$D = 0,6680 \text{ m}$$

Dipakai diameter, $D = 0,6680 \text{ m}$

Tinggi tangki, $H = D$

$$H = 0,6680 \text{ m}$$

2. Kompresor Udara (KU – 01)

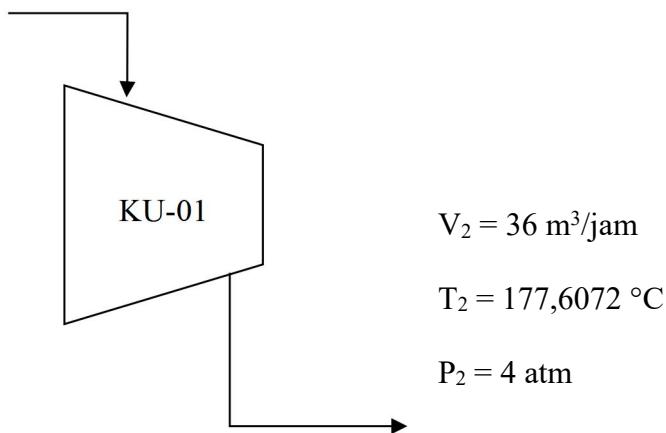
Tugas : Menaikkan tekanan udara dari tekanan 1 atm menjadi 4 atm.

Jenis : Kompresor sentrifugal

$$V_1 = 36 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$T_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$



Gambar Utilitas – 3. Kompresor Udara (KU – 01)

$$\text{Kapasitas kompresor} = 36 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\rho \text{ udara pada } 30 \text{ }^\circ\text{C} = 1,164 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas kompresor (Wb)} &= 36 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,164 \text{ kg/m}^3 \\ &= 41,9040 \text{ kg/jam} = 92,3824 \text{ lb/jam} \\ &= 1,5397 \text{ lb/menit} \end{aligned}$$

Data termodinamika :

$$\text{BM udara} = 28,8 \text{ kg/kmol}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$k = 1,4 ; \text{ ohio.edu}$$

R_c (*Compression ratio*), diketahui 1,05 – 7 (Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical Plants, ed III, Vol 3, halaman 412).

$$R_c = 4$$

$$\text{Tekanan masuk } (P_1) = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan keluar } (P_2) = 4 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk } (T_1) = 30^\circ\text{C} = 303\text{K} = 86^\circ\text{F} = 546 \text{ R}$$

$$\text{Suhu keluar } (T_2) = T_1 \cdot R_c^{\frac{k-1}{k}}$$

$$= 450,6072 \text{ K} = 177,6072^\circ\text{C}$$

Head Compressor (W)

$$W = \frac{1545}{BM} \left(\frac{k}{k-1} \cdot T_1 \cdot \left[R_c^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \right)$$

$$W = \frac{1545}{28,84} \left(\frac{1,4}{1,4-1} \cdot 546 \cdot \left[4^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right] \right)$$

$$= 49774,3265 \text{ ft/stage}$$

Gas Horse Power (GHP)

$$GHP = \frac{W_b \left(\frac{\text{lb}}{\text{min}} \right) \cdot W}{33.000 \cdot \varepsilon_B}$$

Efisiensi kompresor (ε_k) adalah berkisar 70-80 % (Ludwig, Vol. 3), diambil nilai efisiensi 80% .

$$GHP = \frac{1,5397 \frac{\text{lb}}{\text{min}} \cdot 49774,3265 \frac{\text{ft}}{\text{stage}}}{33.000 \text{ ft lb/min} \cdot 80 \%}$$

$$GHP = 2,9030 \text{ Hp}$$

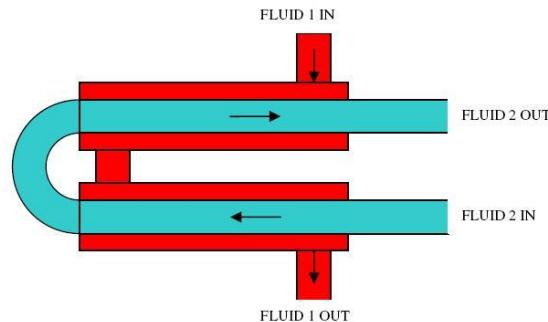
Power Motor

Dianggap efisiensi motor = 80 %.

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{2,9030 \text{ Hp}}{80 \%} \\ &= 3,6286 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipakai motor standar NEMA = 5 Hp.

3. Cooler Utilitas-01 (CLU-01)



(Gambaran Aliran Fluida pada Cooler)

Tugas : Mendinginkan udara dari suhu 177,60°C menjadi 32°C

Jenis : Double Pipe Heat Exchanger

1. Kondisi umpan masuk (*hot fluid*) :

Fluida = udara

Laju alir = 41,9040 kg/jam = 1,4464 kmol/jam

T_{in} = 177,6071°C

P = 4 atm

Kandungan udara diasumsikan 79% N₂ dan 21% O₂.

Sehingga komponen udara :

Komponen	Laju (kmol/jam)	x _i
O ₂	0,3038	0,21
N ₂	1,1427	0,79
Total	1,4465	1

2. Menghitung beban panas Heater-02

- a) Data kapasitas panas :

Dari yaws, Chemical Properties 1999

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$$

$$C_p = J/molK ; T = K$$

Komponen	A	B	C	D	E
O2	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
N2	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13

b) Panas umpan saat masuk HE (Q_1)

$$\text{Suhu masuk, } T_{\text{in}} = 177,6071^\circ\text{C} = 450,6 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference, } T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$Q_1 = \sum n_{i(\text{input})} \cdot \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{input}}} C_p_i \cdot dT$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{input}}} C_p_i \cdot dT = A_i \cdot T + \frac{B_i}{2} \cdot T^2 + \frac{C_i}{3} \cdot T^3 + \frac{D_i}{4} \cdot T^4 + \frac{E_i}{5} \cdot T^5 \Big|_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{input}}}$$

Komponen	Laju (kmol/jam)	$\int C_p i \cdot dT$ (kJ/kmol)	Q_1 (kJ/jam)
O2	0,3038	4579,8041	1391,1475
N2	1,1427	4458,9355	5095,2473
Total	1,4465		6486,3948

c) Panas umpan keluar HE (Q_2)

$$\text{Suhu keluar, } T_{\text{out}} = 32^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference, } T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$Q_2 = \sum n_{i(\text{output})} \cdot \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{output}}} C_p_i \cdot dT$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{output}}} C_p_i \cdot dT = A_i \cdot T + \frac{B_i}{2} \cdot T^2 + \frac{C_i}{3} \cdot T^3 + \frac{D_i}{4} \cdot T^4 + \frac{E_i}{5} \cdot T^5 \Big|_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{output}}}$$

Komponen	Laju (kmol/jam)	$\int C_p i \cdot dT$ (kJ/kmol)	Q_2 (kJ/jam)
O2	0,3038	206,3846	62,6908
N2	1,1427	203,5234	232,5672
Total	1,4465		295,2580

Neraca panas yang terjadi di HE :

$$\begin{aligned}Q_{in} &= Q_{out} \\Q_1 - Q_c &= Q_2 \quad ; - Q_c = \text{Panas yang diambil media pendingin} \\Q_c &= (6486,3948 - 295,2580) \text{ kj/jam} \\&= 6197,1368 \text{ kj/jam} \\&= 5868,0647 \text{ btu/jam}\end{aligned}$$

3. Menghitung jumlah media pendingin

Media = air

a) Kondisi umpan masuk pendingin (*cold fluid*)

Kondisi umpan pendingin (engineeringtoolbox.com) :

$$\begin{aligned}t_{\text{masuk}} &= 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F} \\t_{\text{keluar}} &= 50^{\circ}\text{C} = 122^{\circ}\text{F} \\t_{\text{rata-rata}} &= 40^{\circ}\text{C} = 104^{\circ}\text{F} \\C_p \text{ air} &= 0,9980 \text{ BTU/lb }^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

Densitas air = 62,1577 lb/ft³

Konduktivitas thermal air (k) = 0,61309 W/m K = 1,06039 BTU/jam ft °F

Viskositas air = 1,5819 lb/ft jam

b) Jumlah air yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}m_{\text{air}} &= \frac{Q_H}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{5868,0647 \text{ btu / jam}}{0,9980 \text{ btu / lb }^{\circ}\text{F} \cdot (122 - 86)^{\circ}\text{F}} \\&= 163,0020 \text{ lb/jam} \\&= 73,9363 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

4. Menentukan Jenis Unit Heat Exchanger yang Digunakan

Dilihat melalui kapasitas dan luas transfer panas permukaan (A) yang dibutuhkan.

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q_H}{U_d \cdot \Delta T_{lmtd}} \\Q_h &= 5948,0384 \text{ btu/jam}\end{aligned}$$

U_d (koefisien perpindahan panas) dari tabel 8. Kern untuk media pendingin air dan fluida panas berupa gas, nilai $U_D = 2 - 50 \text{ btu/lb.ft}^2.\text{F}$

Diambil nilai $U_d = 25 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{F}$

Perbedaan suhu logaritmik rerata (ΔT_{lmtd})

$$\Delta T_{lmtd} = \frac{(T_{h(in)} - T_{c(out)}) - (T_{h(out)} - T_{c(in)})}{\ln(\frac{T_{h(in)} - T_{c(out)}}{T_{h(out)} - T_{c(in)}})}$$

Cold fluid = $T_{c(in)} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$

= $T_{c(out)} = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

Hot fluid = $T_{h(in)} = 177,61^\circ\text{C} = 352^\circ\text{F}$

= $T_{h(out)} = 32^\circ\text{C} = 89,6^\circ\text{F}$

Hasil kalkulasi, didapat nilai $\Delta T_{lmtd} = 54,4040^\circ\text{F}$

Dengan demikian hasil kalkulasi nilai $A = 26,9652 \text{ ft}^2$

Nilai $A < 200 \text{ ft}^2$, mengikuti pernyataan dari kern hal.103 heat-exchanger jenis double pipe lebih baik untuk digunakan karena nilai luas transfer permukaan yang diperlukan cukup kecil (kurang dari 100 ft^2).

5. Perancangan Heat-Exchanger Double Pipe

Mengikuti alur penyelesaian masalah pada literatur Kern, Process Heat Transfer,

halaman 110-112, langkah perancangan HE adalah sebagai berikut :

a) Menetapkan laju alir massa umpan :

Hot fluid = Udara = $41,9040 \text{ kg/jam} = 92,3825 \text{ lb/jam}$

Cold fluid = air = $73,9363 \text{ kg/jam} = 163,0018 \text{ lb/jam}$

b) Rute Fluida

Umpan udara sebagai *hot fluid* dialirkan melalui *inner pipe* sedangkan air sebagai *cold fluid* dialirkan melalui *annulus*.

Susunan standard dari HE *Double Pipes* mengikuti luas area yang tercantum dalam tabel 6.2 kern hal.110.

Table 6.2. *flow area and equivalent diameters in double pipe exchangers*

Exchanger, IPS	Flow area, in. ²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d_e	d'_e
2 × 1½	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1½	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Karena jumlah cold fluid > hot fluid dipilih susunan yang luas alir areanya sebanding ($A_{\text{pipe}} > A_{\text{annulus}}$) yaitu HE 2,5 x 1,25 IPS (*Iron Pipe Size*).

Mengikuti tabel 11. kern hal. 844 dengan kriteria susunan sekian didapat desain sementara HE :

	Annulus	Pipe
Nominal pipe size, IPS, in	2	1,25
OD, in	2,38	1,66
Schedule No.	40	40
ID, in	2,067	1,38
Flow area, per pipe, in ²	3,35	2,04
Surface per lin ft, ft ² /ft		
Outside	0,622	0,435
Inside	0,542	0,365
Weight per lin ft, lb steel	3,66	2,28

c) Perhitungan pada sisi *Inner Pipe (hot fluid)*

Perhitungan didasarkan pada metode perhitungan pada hal. 111. Kern, 1965.

$$\begin{aligned} \text{Suhu rerata umpan udara panas } (t_{\text{avg}}) &= 1/2 . (177,61 + 32)^\circ\text{C} \\ &= 104,80^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\text{ID inner pipe } (D_i) = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area } (a_p) &= \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \\ &= 0,0103 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass velocity } (G_p) &= \text{laju alir massa umpan} / a_p \\ &= 92,3825 \text{ lb/jam} / 0,0103 \text{ ft}^2 \\ &= 8898,6629 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Viskositas, } 104,80^\circ\text{C} = 0,5195 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynold Number } (Re) &= \frac{D \cdot G_p}{\mu} \\ &= (0,115 \text{ ft} \cdot 8898,6629 \text{ lb/jam.ft}^2) / (0,5195 \text{ lb/ft.jam}) \\ &= 1969,6946 \end{aligned}$$

Fig. 24, Kern. Hubungan antara Re vs j_H .

Penarikan garis pada grafik terhadap nilai Re. Didapatkan :

$$\text{Nilai } j_H = 5$$

$$\text{Menghitung } h_i = j_H \cdot \frac{k}{D} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Pada $t_{\text{avg}} = 75^\circ\text{C}$ didapat data berikut:

$$\text{Konduktivitas thermal, } k = 0,0950 \text{ btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Kapasitas panas, } c = 0,2601 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 0,5195 \text{ lb/ft.jam}$$

(*Data diolah dari Yaws, 1999. Chemical Properties)

Didapatkan nilai $h_i = 4,6448 \text{ btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$

Nilai h_i dikoreksi terhadap permukaan diameter luar pipa :

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 4,6448 \times \frac{1,38}{1,66}$$

$$= 3,8613 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

d) Perhitungan pada sisi *Annulus (cold fluid)*

Perhitungan didasarkan pada metode perhitungan pada hal. 111. Kern, 1965.

$$\text{Suhu rerata } (T_{\text{avg}}) = 40^\circ\text{C}$$

$$\text{OD Annulus } (D_2) = 2,88 \text{ in} = 0,2400 \text{ ft}$$

$$\text{ID Annulus } (D_1) = 2,47 \text{ in} = 0,2058 \text{ ft}$$

$$\text{Flow area } (a_a) = \frac{\pi.(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,0012 \text{ ft}^2$$

$$\text{Equivalent Diameter } (D_e) = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,0742 \text{ ft}$$

$$\text{Mass velocity } (G_a) = \text{laju alir umpan / } a_a$$

$$= 163,0018 \text{ lb/jam} / 0,0742 \text{ ft}^2$$

$$= 13600,9990 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Viskositas, } 40^\circ\text{C} = 1,5819 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Reynold Number } (Re) = \frac{D_e \cdot G_a}{\mu}$$

$$= (0,0742 \text{ ft} \cdot 13600,9990 \text{ lb/jam.ft}^2) / (1,5819 \text{ lb/ft.jam})$$

$$= 637,9750$$

Fig. 24, Kern. Hubungan antara Re vs j_H .

Penarikan garis pada grafik terhadap nilai Re . Didapatkan :

$$\text{Nilai } j_H = 3$$

$$\text{Menghitung } h_o = j_H \cdot \frac{k}{D} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Pada $t_{\text{avg}} = 40^\circ\text{C}$ didapat data berikut:

Konduktivitas thermal, k	= 0,3632 btu/jam.ft. ^o F
Kapasitas panas, c	= 0,9980 btu/lb ^o F
Viskositas, μ	= 1,5819 lb/ft.jam

(*Data dari engineeringtoolbox.com)

Didapatkan nilai $h_o = 23,9649 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{ }^{\circ}\text{F}$

e) Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{3,8613 \cdot 23,9649}{3,8613 + 23,9649}$$

$$= 3,3255 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{ }^{\circ}\text{F}$$

f) Design Overall Coefficient, U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d = \frac{1}{3,3255} + R_d$$

Dari Kern, hal. 845.

$R_d \text{ min}$ (*Fouling Factor*) untuk udara dan air = 0,002 dan 0,001

Sehingga $R_d \text{ min}$ total 0,003

Nilai U_D hitung = 3,2927 btu/jam.ft².^oF

g) Luas Permukaan yang Dibutuhkan :

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T_{lmtd}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{lmtd}} = \frac{5868,0647 \text{ btu/jam}}{3,2927 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot {}^{\circ}\text{F} \cdot 54,4040 \text{ }^{\circ}\text{F}}$$

$$A = 32,7575 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11. Kern. Untuk pipa 1 1/4 in. Terdapat 0,435ft² luas luaran permukaan per panjang ft.

$$\text{Sehingga panjang yang diperlukan} = \frac{32,7575}{0,435} = 75,3047 \text{ ft}$$

Digunakan panjang standar pipa 20 ft (Kern. Hal. 103).

Jumlah hairpin = 75,3047 ft / 20 ft \approx 4 hairpin

Panjang pipa = 80 ft

h) Luas Permukaan Sebenarnya (A_{act})

$$A_{act} = 80 \text{ ft} \cdot 0,435 \text{ ft}^2 / \text{ft} = 34,8000 \text{ ft}^3$$

$$\text{Nilai } U_D \text{ aktual} = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = \frac{5868,0674 \text{ btu/jam}}{34,8000 \text{ ft}^2 \cdot 54,4040^\circ \text{F}}$$

$$= 3,0994$$

$$R_d \text{ actual HE} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} = \frac{3,3255 - 3,0994}{3,3255 \cdot 3,0994}$$

$$= 0,0219$$

Nilai $R_d_{actual} > R_d_{minimum}$ yang artinya desain HE dapat digunakan.

6. Pressure Drop

Perhitungan mengikuti langkah perhitungan pada hal. 115 Kern, 1965.

a) Sisi Annulus (*Cold Fluid*)

$$\text{Densitas air, } 40^\circ \text{C} = 61,9420 \text{ lbm/ft}^3$$

$$Re_s = 61,9250$$

$$\text{Faktor friksi, } f = \frac{16}{Re} ; \text{ Persamaan 3.46 Kern, 1999.}$$

$$f = 0,0250$$

$$\text{Panjang pipa (L)} = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin(n)} = 4$$

$$\Delta F_a = \left(\frac{4 \cdot f \cdot G_a^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D_e} \right)$$

$$= \left(\frac{4 \cdot 0,0250 \cdot 13600,9990^2 \cdot 20,4}{2 \cdot 4,18 \cdot 10^8 \cdot (61,9420)^2 \cdot 0,0742} \right)$$

$$= 0,0062 \text{ ft}$$

$$V = \left(\frac{G_a}{\rho} \right)$$

$$= \left(\frac{13600,9990 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2}{61,69420 \text{ lb/ft}^3 \cdot 3600 \text{ s/h}} \right)$$

$$= 0,0610 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned}
F_1 &= 3 \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g} \right) \\
&= 3 \cdot \left(\frac{(0,0610 \text{ ft/s})^2}{2,32,2 \text{ ft/s}^2} \right) \\
&= 0,0001 \text{ ft} \\
\Delta P_a &= \left(\frac{0,0062 \text{ ft} + 0,0001 \text{ ft}}{144 \text{ in}^2 / \text{ft}^2} \right) \cdot 61,924 \text{ lb/ft}^3 \\
&= 0,0027 \text{ psi}
\end{aligned}$$

ΔP_a maksimal yang diizinkan adalah 10 psi.

b) Sisi Inner Pipe (*Hot Fluid*)

$$Re = 1969,6946$$

Friction factor (f) dihitung menggunakan persamaan 3.46. Dari Kern, 1999 :

$$\begin{aligned}
f &= \frac{16}{Re} \\
&= 0,0081 \\
\text{Densitas udara } (\rho) &= 0,2972 \text{ lb/ft}^3 \\
\Delta F_p &= \left(\frac{4 \cdot f \cdot G_p^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D_e} \right) \\
&= \frac{4 \cdot 0,0081 \cdot (8898,6629)^2 \cdot 20,4}{2 \cdot 4,18 \cdot 10^8 \cdot (0,2972)^2 \cdot 0,115} \\
&= 24,2392 \text{ ft} \\
\Delta P_p &= \frac{24,2392 \text{ ft} \cdot 0,2972 \text{ lb/ft}^3}{144 \text{ in}^2 / \text{ft}^2} \\
&= 0,0500 \text{ psi}
\end{aligned}$$

ΔP_p maksimal yang diizinkan adalah 10 psi

KESIMPULAN
PERANCANGAN COOLER (CLU-01)

Tugas : Mendinginkan udara dari suhu 177,60°C menjadi 32°C

Jenis : Double Pipe Heat Exchanger

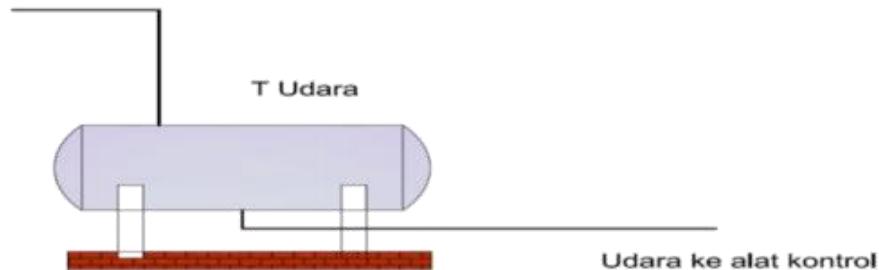
Spesifikasi Alat :

- a) Sisi Annulus (air)
 - i. IPS : 2,5 in
 - ii. OD : 2,88 in
 - iii. Scn : 40
 - iv. ID : 2,469 in
- b) Sisi *Inner Pipe* (Udara)
 - i. IPS : 1,25 in
 - ii. OD : 1,66 in
 - iii. Scn : 40
 - iv. ID : 1,38 in
- c) Jumlah hairpin : 4 hairpin
- d) Panjang pipa total : 80 ft = 37,1856 m
- e) Material alat : Stainless Steel SA-167, Grade 11, tipe 316

4. Tangki Udara Tekan

Tugas : Menampung udara tekan

Jenis : Tangki silinder horisontal



Gambar Utilitas – 5. Tangki Udara Tekan

Data Udara Masuk :

Suhu = 32 °C

Tekanan = 4 atm

Laju alir volumetrik = 36 m³/jam

a. Volume Tangki

Dirancang volume tangki untuk waktu tinggal selama 15 menit.

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 36 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}/60 \text{ menit} \times 15 \text{ menit} \\ &= 9 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Ukuran Alat

Digunakan rasio antara panjang : diameter antara 1 : 3 ($L = 3D$)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 L$$

$$9 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot 3D$$

Hasil kalkulasi :

$$\text{Diameter tangki, } D = 1,5634 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang tangki, } L &= 1,5634 \text{ m} \times 3 \\ &= 4,6903 \text{ m} \end{aligned}$$

KEBUTUHAN LISTRIK

1. Kebutuhan lisrik dari unit proses produksi

Tabel Utilitas Kebutuhan Listrik Unit Proses

No	Unit	Kode	Daya (HP)
1	Pompa-01	P-01	25
2	Pompa-02	P-02	1,5
3	Pompa-03	P-03	0,5
4	Pompa-04	P-04	1
5	Pompa-05	P-05	0,5
6	Pompa-06	P-06	0,5
7	Pompa-07	P-07	0,5
8	Motor pengaduk Mixer-01	M-01	5
9	Motor pengaduk Reaktor-01	R-01	1,5
10	Motor pengaduk Reaktor-02	R-02	1,5
11	Kristalizer-01	CR-01	2
12	Centrifuge-01	CF-01	50
13	Rotary Dryer	RD-01	25
14	Screw Conveyor-01	SC-01	0,5
15	Screw Conveyor-02	SC-02	0,5
16	Screw Conveyor-03	SC-03	0,5
17	Bucket Elevator-01	BE-01	7,5
18	Bucket Elevator-02	BE-02	3
19	Blower-01	BL-01	9,3
Total kebutuhan (HP)			135,8

2. Kebutuhan lisrik dari unit utilitas

Tabel Utilitas Kebutuhan Listrik Unit Utilitas

No	Alat yang memerlukan	Kode	Power (Hp)
1	Pompa Utilitas-01	PU-01	0,5
2	Pompa Utilitas-02	PU-02	0,5
3	Pompa Utilitas-03	PU-03	0,5
4	Pompa Utilitas-04	PU-04	0,5
5	Pompa Utilitas-05	PU-05	0,5
6	Pompa Utilitas-06	PU-06	0,5
7	Pompa Utilitas-07	PU-07	0,5
9	Cooling tower (fan)	CT-01	1
10	Motor pengaduk NaOH	CT-02	1
11	Motor Pengaduk H ₂ SO ₄	CT-03	1
Jumlah			6,5

3. Total kebutuhan listrik untuk instrument pengendali

$$\text{Jumlah alat} = 15 \text{ unit}$$

$$\text{Asumsi daya/alat} = 0,75 \text{ Hp / unit alat}$$

$$\text{Kebutuhan listrik} = 11,25 \text{ Hp}$$

4. Total kebutuhan listrik di sekitar area produksi

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik} &= (135,8 + 6,5 + 11,25) \text{ Hp} \\ &= 153,55 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Untuk faktor safety, kebutuhan dilebihkan sekitar 10% dari total kebutuhan

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik menjadi} &= 153,55 \text{ Hp} \cdot 110\% \\ &= 168,9050 \text{ Hp} \end{aligned}$$

5. Total kebutuhan listrik untuk area non produksi

Pada area non produksi seperti perkantoran, lab, rumah tangga, dll. Diambil perkiraan kebutuhan listrik sebesar 25% dari total kebutuhan listrik pada area produksi.

$$\begin{aligned}\text{Total kebutuhan listrik} &= 168,9050 \text{ Hp} \cdot 25\% \\ &= 42,2263 \text{ Hp}\end{aligned}$$

6. Kebutuhan listrik total secara keseluruhan

$$\begin{aligned}&= 168,9050 \text{ Hp} + 42,2263 \text{ Hp} \\ &= 211,1313 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Faktor Daya (Power Factor) diperkirakan sekitar 80%.

$$\begin{aligned}\text{Daya yang harus disediakan} &= 211,1313 \text{ Hp} / 0,8 \\ &= 263,9140 \text{ Hp} \\ &= 196,8007 \text{ kW} \\ &= 246,0009 \text{ kVa}\end{aligned}$$

Kebutuhan listrik akan dipenuhi dengan membeli dari PLN. Standar daya terpasang dari PLN digunakan 279 kVA (223,2 kW). Selain itu, untuk faktor safety dari pemadaman listrik, disediakan generator cadangan dengan kekuatan yang sama yaitu 279 kVA.

Generator (G)

Fungsi : Membangkitkan listrik sebagai cadangan untuk keperluan proses, utilitas dan umum.

Jenis alat : Generator bahan bakar solar dan turbin gas.

Spesifikasi :

Tegangan, V = 220 V

Daya, P = 279 kVA (223,2 kW)
= 803520 kJ/jam

6. Pemilihan bahan bakar

Digunakan Solar karena kandungan energinya yang cukup tinggi dan juga mudah di dapat dari daerah sekitar.

Nilai bakar solar = 42,8 MJ/kg = 42800 kJ/kg (engineeringtoolbox.com)

Efisiensi pembakaran = 70%

Densitas = 836 kg/m³

7. Kebutuhan bahan bakar

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{803520 \text{ kJ/jam}}{70\% \cdot 42800 \text{ kJ/kg}} \\ &= 26,8197 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan bakar} &= 26,8197 \text{ kg/jam} / 836 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,0320 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Asumsi pemadaman listrik terjadi selama 5 jam setiap minggunya. Maka kebutuhan bahan bakar setiap tahunnya :

$$\begin{aligned}\text{Asumsi pemadaman listrik terjadi selama 5 jam setiap minggunya} &= 0,0320 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot 5 \text{ jam/minggu} \cdot 48 \text{ minggu / tahun} \\ &= 7,6955 \text{ m}^3/\text{tahun} \\ &= 6436,7423 \text{ kg/tahun}\end{aligned}$$

Tangki Bahan Bakar

Tugas : Menyimpan bahan bakar solar untuk generator

Jenis : Tangki silinder vertikal

1. Total Kebutuhan Solar

1. Kebutuhan bahan bakar untuk generator	= 0,0320 m ³ /jam
2. Kebutuhan bahan bakar untuk steam boiler	= 0,4818 m ³ /jam
Total	= 0,5139 m ³ /jam

Total volume bahan bakar untuk penggunaan selama 15 hari

$$= 0,5139 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 15 \text{ hari}$$

$$= 185,0007 \text{ m}^3$$

2. Volume Tangki (V_t)

Untuk faktor safety, volume tangki dirancang, $V_t = 1,2 \times \text{volume bahan bakar}$

$$V_t = 1,2 \cdot 180,7381 \text{ m}^3$$

$$= 222,0007 \text{ m}^3$$

Tangki dirancang silinder horizontal dengan rasio L : D = 3 : 1 (L = 3.D)

$$V_t = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot L$$

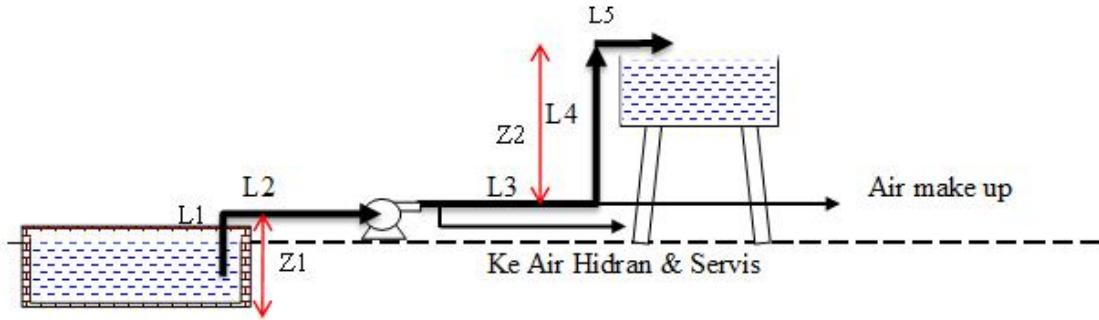
$$216,8857 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot 3.D$$

$$D = 4,5512 \text{ m}$$

$$L = 13,6530 \text{ m}$$

PERANCANGAN POMPA UTILITAS 01

(PU-01)



Tugas : Memompa Air dari Bak Air Bersih ke Semua Bak Air Umum

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan:

$$L_1 = 2 \text{ m} ; \quad L_3 = 3 \text{ m} ; \quad L_5 = 1 \text{ m} ;$$

$$L_2 = 3 \text{ m} ; \quad L_4 = 4 \text{ m} ;$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \Sigma L = 11 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 2 \text{ m} \quad (\text{ketinggian suction head})$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 4 \text{ m} \quad (\text{Tinggi Bak Air})$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Bak air

- Tinggi *Suction Head* = 2 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa Tangki Air

- Tinggi *Discharge Head* = 4 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Maka laju alir volumetrik umpan (F_v) = 2,8983 m³ /jam

$$= 0,04831 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 0,0008 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 0,0284 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 12,7611 \text{ gpm}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{-0,13}$$

Dengan :

Diopt	:	Diameter Pipa Optimum (in)
Ql	:	Kecepatan Volume Fluida (ft ³ /s)
ρl	:	Densitas Fluida (lb/ft ³)

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 3,9 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0284^{0,45} \times 62,1564^{0,13} \\ &= 1,3439 \text{ in} \\ &= 0,0341 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

$$\text{Diameter pipa standar} = 1,61 \text{ in} = 0,0409 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = 2,04 \text{ in}^2 = 0,0013 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0008 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0013 \text{ m}^2} = 0,6117 \text{ m/s}$$

$$\text{Viskositas Campuran:} = 303 \text{ K}$$

Komponen	fraksi (x)	Viskositas, μ (cP)	Ln μ	x . Ln μ
H ₂ O	1,00	0,7926	-0,2325	-0,2325

$$\text{Viskositas dari Perry's Chemical} = \ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = -0,2325$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,7926 \text{ cP}$$

$$= 0,0008 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{995,9500 \times 0,6117 \times 0,0408}{0,0008} \\ &= 31425,1776 \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif Baja

Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\epsilon = 0,046 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran relatif } \frac{\epsilon}{ID} &= \frac{0,046}{40,894} \\ &= 0,0011 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re\sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,0063$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics.
Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen (ft)
Standard Tee	11	2	22
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50
Globe valve, open	340	1	340
Swing Valve	30	1	30
90° Standard Elbow	30	2	60
Total			527

*Diambil dari Towler, 2013

$$\begin{aligned}\text{Panjang ekivalen} &= 527 \cdot D_i \\ &= 527 \cdot 6,065 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft} \\ &= 70.7058 \text{ ft} = 21.5511 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang pipa keseluruhan} &= 13 \text{ m} + 22 \text{ m} \\ &= 34,6 \text{ m}\end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

Panjang total pipa = 34,6 m

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}\text{Head friction (}h_f\text{)} &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{0,0003 \cdot 34,6 \cdot (0,6117)^2}{0,0409 \cdot 2 \cdot 9,8} \\ &= 0,1052 \text{ m}\end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\begin{aligned}\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_f + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\ h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\ h_{man} &= 2,124 \quad \text{m} \\ &= 6,9694 \quad \text{ft}\end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

- | | | |
|----|---|-----------------------|
| Ns | = | Kecepatan spesifik |
| N | = | Kecepatan putar (rpm) |
| Q | = | Kapasitas Pompa (Gpm) |
| H | = | Head Pompa (ft) |

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan putar dipilih} & : 2000 \text{ rpm} \\
 \text{Faktor slip} & : 5 \% \\
 \text{rpm} & = 2000 \text{ rpm} \times 0.95 \\
 & = 1900 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$Ns = \frac{1900 \times (12,7611)^{0.5}}{6,9694^{0.75}}$$

$$Ns = 1582.3316$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988.Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0.5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

$$\text{rpm} = 2000 \text{ rpm}$$

$$\text{gpm} = 12,7611 \text{ gpm}$$

$$NPSH_{req} = [(2000) \cdot (12,7611)^{0.5} / 7900]^{4/3}$$

$$= 0,8745 \text{ ft} = 0,2665 \text{ m}$$

NPSH_{available} (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$NPSH_{available} = 1,35 \cdot (NPSH_{req})$$

$$= 1,1806 \text{ ft} = 0,36 \text{ m}$$

Nilai NPSH_{available} > NPSH_{req} kavitas dapat dihindari.

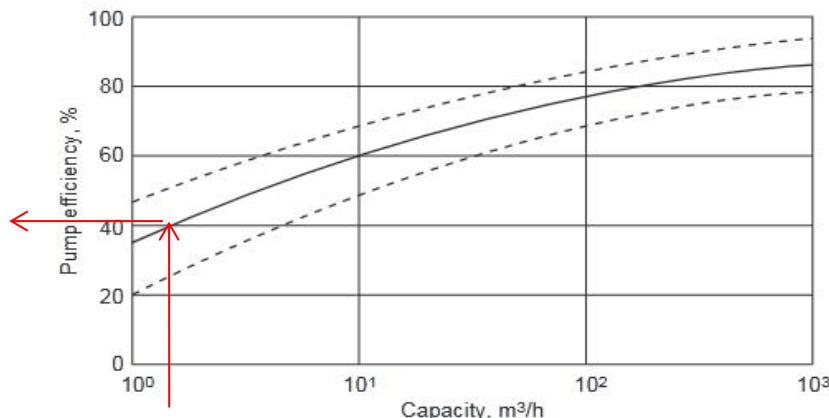
6. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m ³ /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m ³)

Dari Towler. Hal. 252 :

Dengan kapasitas 2.8983 m³/jam dan besar head pump 2,124 m.



$$\text{Effisiensi pompa} = 42\%$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{0.0008 \text{ m}^3/\text{s} \times 2,124 \text{ m} \times 995,6500 \text{ kg/m}^3}{0,42} \\
 &= 4,0543 \text{ kg.m/s} \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 &= 39,733 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 0,0532 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521

dengan nilai BHP = 0,0532 Hp, didapat :

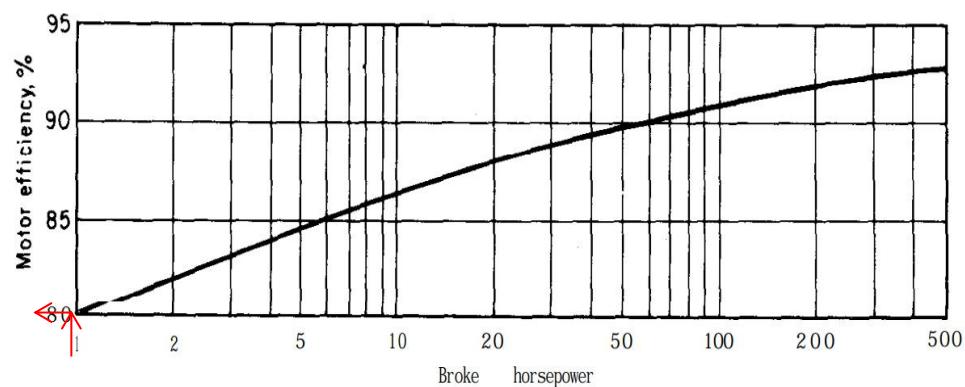


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 80 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,0532}{0,8} \\
 &= 0,0667 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 0,5 Hp

KESIMPULAN POMPA UTILITAS 01 (PU-01)

Tugas : Memompa Air dari Bak Air Bersih ke Semua Bak Air Umum

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 1,3441 in

Panjang pipa keseluruhan = 34,6 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = $2,8983 \text{ m}^3/\text{jam} = 12,7611 \text{ gpm}$

Total Head Pompa = 2,124 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

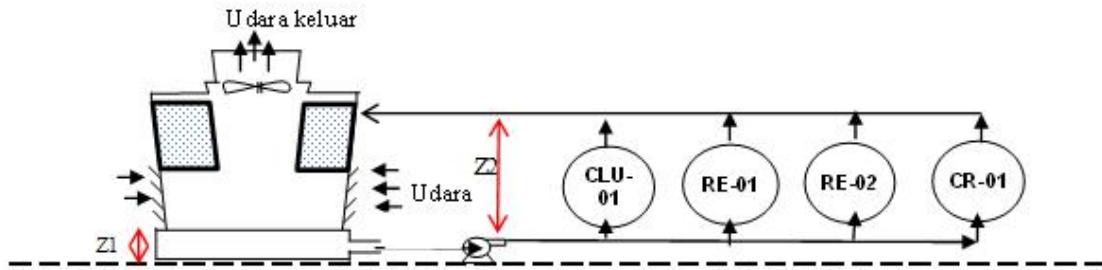
Motor Standar = 0,5 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

PERANCANGAN POMPA UTILITAS 02

(PU-02)



Tugas : Memompa Air Cooling Tower ke Proses Pendinginan

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$\begin{array}{llll} T & = & 30 & {}^{\circ}\text{C} \\ P & = & 1 & \text{atm} \end{array} \quad \begin{array}{lll} {}^{\circ}\text{C} & = & 303 \\ & & \text{K} \end{array}$$

Rencana Pemipaian:

$$\begin{array}{llll} \text{Panjang Pipa Lurus} & = & \Sigma L & = 50 \text{ m} \\ \text{Elevasi, } z_1 & = & 1 \text{ m} & (\text{ketinggian suction head}) \\ \text{Elevasi, } z_2 & = & 7 \text{ m} & (\text{Tinggi Cooling Tower}) \end{array}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Cooling Tower

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Cooling Tower

- Tinggi *Discharge Head* = 7 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Maka laju alir volumetrik umpan (F_v) = $14,4494 \text{ m}^3/\text{jam}$

$$= 0,2408 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 0,004 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 0,1417 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 63,6192 \text{ gpm}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_l^{0.45} \times \rho_l^{0.13}$$

Dengan : D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (in)

Q_l : Kecepatan Volume Fluida (ft^3/s)

ρ_l : Densitas Fluida (lb/ft^3)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \times Q_l^{0.45} \times \rho_l^{0.13} \\ &= 3,9 \times 0.1417^{0.45} \times 62,1564^{0.13} \\ &= 2,7694 \text{ in} \\ &= 0,0703 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

$$\text{Diameter pipa standar} = 3,068 \text{ in} = 0,0779 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = 7,38 \text{ in}^2 = 0,0048 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0040 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0047 \text{ m}^2} = 0,8429 \text{ m/s}$$

$$\text{Viskositas Campuran:} = 303 \text{ K}$$

Komponen	fraksi (x)	Viskositas, μ (cP)	$\ln \mu$	$x \cdot \ln \mu$
H ₂ O	1,00	0,7926	-0,2325	-0,2325

$$\text{Viskositas dari Perry's Chemical} = \ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = -0,2325$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,7926 \text{ cP}$$

$$= 0,0008 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{995,9500 \times 0,8429 \times 0,0779}{0,0008} \\ &= 82524,2959 \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif Baja
Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,046 \text{ mm} \\ \text{Kekasaran relatif } &= (\epsilon / ID) = \frac{0,046}{77,9272} \\ &= 0,0006 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re \cdot \sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,0053$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics. Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen (ft)
Standard Tee	11	6	66
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50

<i>Globe valve, open</i>	340	1	340
<i>Swing Check Valve</i>	30	1	30
<i>90° Standard Elbow</i>	30	2	60
Total			571

*Diambil dari Towler, 2013

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang ekivalen} &= 571 \cdot D_i \\
 &= 571 \cdot 3,068 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft} \\
 &= 145,9857 \text{ ft} = 44,4964 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa keseluruhan} &= 50 \text{ m} + 44,5 \text{ m} \\
 &= 94,5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

Panjang total pipa = 94,5 m

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}\text{Head friction (}h_f\text{)} &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{0,0053 \cdot 94,5 \cdot (0,8429)^2}{0,0779 \cdot 2 \cdot 9,8} \\ &= 0,2368 \text{ m}\end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\begin{aligned}\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + hf + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\ h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\ h_{man} &= 6,2731 \text{ m} \\ &= 20,5811 \text{ ft}\end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

- | | | |
|----|---|-----------------------|
| Ns | = | Kecepatan spesifik |
| N | = | Kecepatan putar (rpm) |
| Q | = | Kapasitas Pompa (Gpm) |
| H | = | Head Pompa (ft) |

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan putar dipilih} & : 2000 \text{ rpm} \\
 \text{Faktor slip} & : 5 \% \\
 \text{rpm} & = 2000 \text{ rpm} \times 0.95 \\
 & = 1900 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$Ns = \frac{1900 \times (63,6193)^{0.5}}{20.5811^{0.75}}$$

$$Ns = 1568,3603$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988. Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0.5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

$$\text{rpm} = 2000 \text{ rpm}$$

$$\text{gpm} = 63,6193 \text{ gpm}$$

$$NPSH_{req} = [(2000) \cdot (63,6193)^{0.5} / 7900]^{4/3}$$

$$= 2,5522 \text{ ft} = 0,7779 \text{ m}$$

NPSH_{available} (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_{\text{available}} &= 1,35 \cdot (\text{NPSH}_{\text{req}}) \\ &= 3,4455 \text{ ft} = 1,05 \text{ m} \end{aligned}$$

Nilai NPSH_{available} > NPSH_{req} kavitali dapat dihindari.

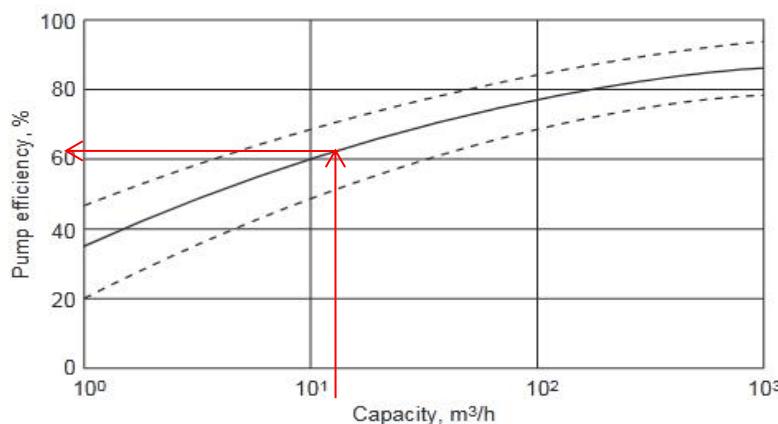
6. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m ³ /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m ³)

Dari Towler. Hal. 252 :

Dengan kapasitas 14,4494 m³/jam dan besar head pump 6,2731 m.



Effisiensi pompa = 61%

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{0,0040 \text{ m}^3/\text{s} \times 6,2731 \text{ m} \times 995,6500 \text{ kg/m}^3}{0,61} \\
 &= 41,0971 \text{ kg.m/s} \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 &= 402,752 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 0,54 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 0,54 Hp, didapat :

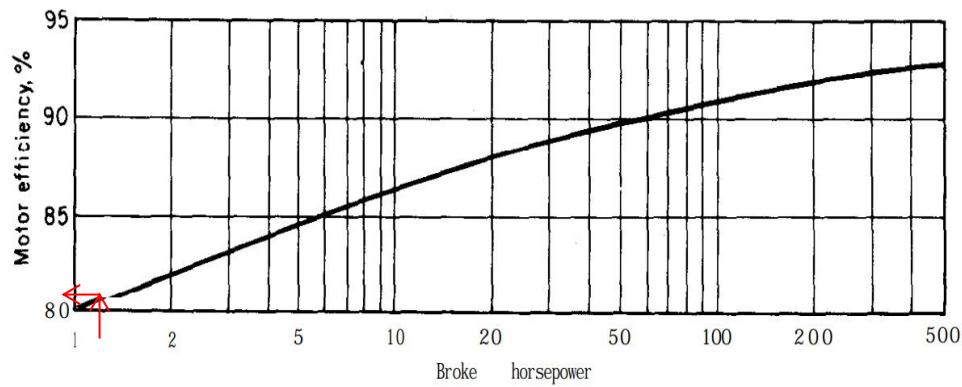


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 80 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,54}{0,8} \\
 &= 0,6751 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 0,75 Hp

KESIMPULAN POMPA UTILITAS 02 (PU-02)

Tugas : Memompa Air Cooling Tower ke Proses Pendinginan

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 2,769 in

Panjang pipa keseluruhan = 94,5 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = $14,4494 \text{ m}^3/\text{jam} = 63,6192 \text{ gpm}$

Total Head Pompa = 6,2731 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

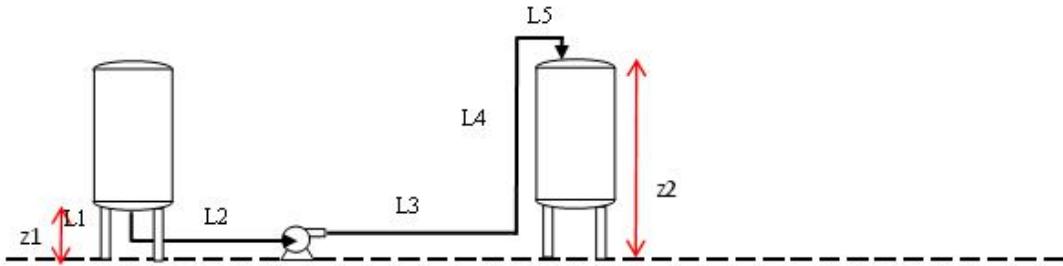
Motor Standar = 0,75 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

PERANCANGAN POMPA UTILITAS 03

(PU-03)



Tugas : Memompa Air dari Tangki KE ke Tangki AE

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$\begin{array}{llll} T & = & 30 & {}^{\circ}\text{C} \\ P & = & 1 & \text{atm} \end{array}$$

Rencana Pemipaan:

$$L_1 = 2 \text{ m} ; \quad L_3 = 3 \text{ m} ; \quad L_5 = 1 \text{ m} ;$$

$$L_2 = 3 \text{ m} ; \quad L_4 = 2 \text{ m} ;$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \Sigma L = 11 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m} \quad (\text{ketinggian suction head})$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 2 \text{ m} \quad (\text{Tinggi Tangki KE})$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Tangki KE

$$\text{- Tinggi Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{- Tekanan, P1} = 1 \text{ atm}$$

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Tangki AE

$$\text{- Tinggi Discharge Head} = 2 \text{ m}$$

$$\text{- Tekanan, P2} = 1 \text{ atm}$$

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Maka laju alir volumetrik umpan (F_v) = $4,3142 \text{ m}^3/\text{jam}$

$$= 0,0719 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 0,0012 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 0,0423 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 18,9952 \text{ gpm}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$\text{Diopt} = 3,9 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

Dengan : Diopt : Diameter Pipa Optimum (in)

Ql : Kecepatan Volume Fluida (ft^3/s)

ρl : Densitas Fluida (lb/ft^3)

$$\text{Diopt} = 3,9 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,0423^{0,45} \times 62,1564^{0,13}$$

$$= 1,6075 \text{ in}$$

$$= 0,0408 \text{ m}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

Diameter pipa standar = 2,067 in = 0,0525 m

$$\text{Luas penampang} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0012 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0022 \text{ m}^2} = 0,5545 \text{ m/s}$$

$$\text{Viskositas Campuran:} = 303 \text{ K}$$

Komponen	fraksi (x)	Viskositas, μ (cP)	$\ln \mu$	$x \cdot \ln \mu$
H ₂ O	1,00	0,7926	-0,2325	-0,2325

$$\text{Viskositas dari Perry's Chemical} = \ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = -0,2325$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,7926 \text{ cP}$$

$$= 0,0008 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{995,9500 \times 0,5545 \times 0,0525}{0,0008} \\ &= 36570,9080 \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif Baja
Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\epsilon = 0,046 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran relatif } \frac{\epsilon}{ID} &= \frac{0,046}{52,5018} \\ &= 0,0008 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re \cdot \sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,0062$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics. Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50
Globe valve, open	340	1	340

<i>Swing Check Valve</i>	30	1	30
<i>90° Standard Elbow</i>	30	4	120
Total			565

*Diambil dari Towler, 2013

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang ekivalen} &= 565 \cdot D_i \\
 &= 565 \cdot 2,067 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft} \\
 &= 97,41 \text{ ft} \quad = 29,664 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa keseluruhan} &= 11 \text{ m} + 29,7 \text{ m} \\
 &= 40,7 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

$$\text{Panjang total pipa} = 40,7 \text{ m}$$

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}
 \text{Head friction (} h_f \text{)} &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\
 &= \frac{0,0062 \cdot 40,7 \cdot (0,5545)^2}{0,0525 \cdot 2 \cdot 9,8} \\
 &= 0,0754 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\begin{aligned}
 \frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_f + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\
 h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\
 h_{man} &= 1,0911 \text{ m} \\
 &= 3,5798 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

Ns	=	Kecepatan spesifik
N	=	Kecepatan putar (rpm)
Q	=	Kapasitas Pompa (Gpm)
H	=	Head Pompa (ft)

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

Kecepatan putar dipilih	:	2000	rpm		
Faktor slip	:	5	%		
rpm	=	2000	rpm	x	0.95
	=	1900	rpm		

Maka,

$$Ns = \frac{1900 \times (18,9953)^{0,5}}{3,5798^{0,75}}$$

$$Ns = 3181,8424$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988. Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0,5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

$$\begin{aligned}\text{rpm} &= 2000 \text{ rpm} \\ \text{gpm} &= 18,9953 \text{ gpm} \\ \text{NPSH}_{\text{req}} &= [(2000) . (18,9953)^{0,5} / 7900)]^{4/3} \\ &= 1,1401 \text{ ft} = 0,3475 \text{ m}\end{aligned}$$

NPSH_{available} (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$\begin{aligned}\text{NPSH}_{\text{available}} &= 1,35 . (\text{NPSH}_{\text{req}}) \\ &= 1,5392 \text{ ft} = 0,4691 \text{ m}\end{aligned}$$

Nilai NPSH_{available} > NPSH_{req} kavitali dapat dihindari.

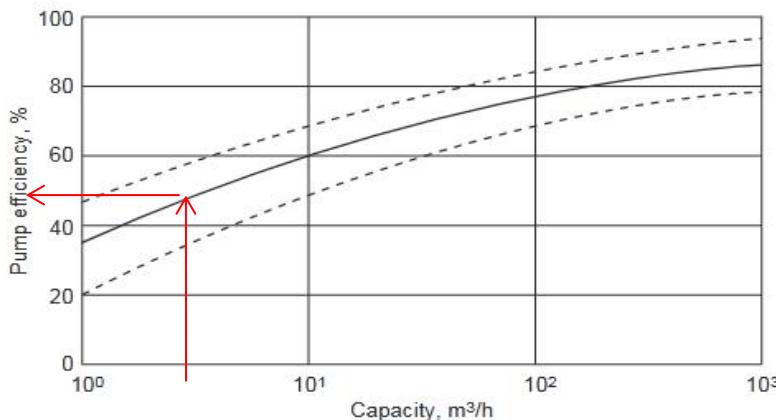
6. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m^3 /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m^3)

Dari Towler. Hal. 252 :

Dengan kapasitas $4,3142 m^3/jam$ dan besar head pump $1,0911 m$.



Effisiensi pompa = 46%

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0.0012 \text{ } m^3/s \times 1,0911 \text{ } m \times 995,6500 \text{ } kg/m^3}{0,46} \\ &= 2,8303 \text{ } kg \cdot m/s \times 9,8 \text{ } m/s^2 \\ &= 27,737 \text{ } kg \cdot m^2/s^3 \\ &= 0,0371 \text{ } Hp \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 0,0371 Hp, didapat :

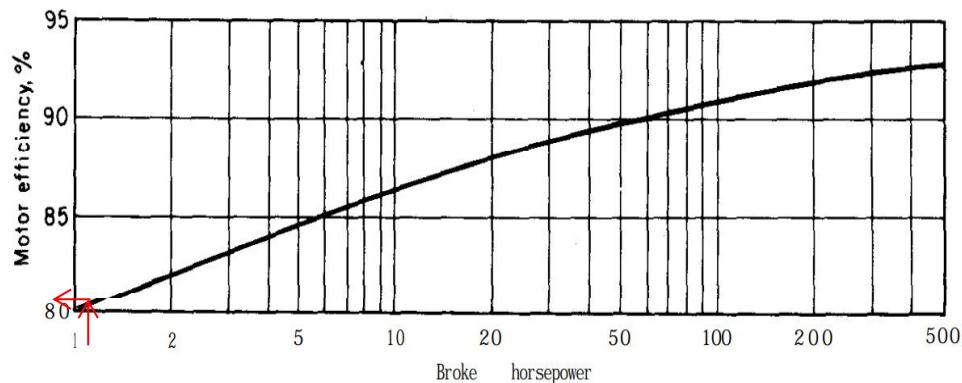


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,0371}{0,8} \\ &= 0,04649 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horserpower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}, \frac{3}{4}, 1, 1\frac{1}{2}, 2, 3, 5, 7\frac{1}{2}, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, \text{ and } 500.$

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

$$\text{Dipilih daya standar : } 0,5 \text{ Hp}$$

KESIMPULAN POMPA (P-03)

Tugas : Memompa Air dari Tangki KE ke Tangki AE

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 1,6075 in

Panjang pipa keseluruhan = 40,7 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = $4,3142 \text{ m}^3/\text{jam} = 18,952 \text{ gpm}$

Total Head Pompa = 1,0911 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

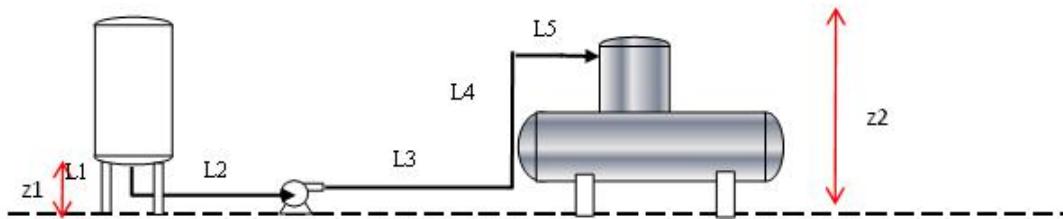
Motor Standar = 0,5 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

PERANCANGAN POMPA UTILITAS 04

(PU-04)



Tugas : Memompa Air dari Tangki AE ke DeAerator

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$\begin{array}{llll} T & = & 30 & {}^{\circ}\text{C} \\ P & = & 1 & \text{atm} \end{array} \quad = \quad 303 \quad \text{K}$$

Rencana Pemipaan:

$$L_1 = 1 \text{ m} ; \quad L_3 = 2 \text{ m} ; \quad L_5 = 1 \text{ m} ;$$

$$L_2 = 2 \text{ m} ; \quad L_4 = 4,5 \text{ m} ;$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \Sigma L = 10.5 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m} \quad (\text{ketinggian suction head})$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 4,5 \text{ m} \quad (\text{Tinggi Deaerator})$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Tangki AE

$$\text{- Tinggi } Suction \text{ Head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{- Tekanan, } P_1 = 1 \text{ atm}$$

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Daeaerator

$$\text{- Tinggi } Discharge \text{ Head} = 4,5 \text{ m}$$

$$\text{- Tekanan, } P_2 = 1 \text{ atm}$$

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Maka laju alir volumetrik umpan (F_v) = $4.3142 \text{ m}^3 / \text{jam}$

$$= 0,0719 \text{ m}^3 / \text{menit}$$

$$= 0,0012 \text{ m}^3 / \text{detik}$$

$$= 0,0423 \text{ ft}^3 / \text{s}$$

$$= 18,9953 \text{ gpm}$$

Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13}$$

Dengan : D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (in)

Q_l : Kecepatan Volume Fluida (ft^3 / s)

ρ_l : Densitas Fluida (lb/ft^3)

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,0423^{0,45} \times 62,1564^{0,13}$$

$$= 1,6075 \text{ in}$$

$$= 0,0408 \text{ m}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

$$\text{Diameter pipa standar} = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0012 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0022 \text{ m}^2} = 0,5545 \text{ m/s}$$

$$\text{Viskositas Campuran:} = 303 \text{ K}$$

Komponen	fraksi (x)	Viskositas, μ (cP)	$\ln \mu$	$x \cdot \ln \mu$
H ₂ O	1,00	0,7926	-0,2325	-0,2325

$$\text{Viskositas dari Perry's Chemical} = \ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = -0,2325$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,7926 \text{ cP}$$

$$= 0,0008 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{995,6500 \times 0,5545 \times 0,0525}{0,0008} \\ &= 36570,9079 \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif Baja
Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,046 \text{ mm} \\ \text{Kekasaran relatif} & \quad \epsilon/\text{ID} = \frac{0,046}{52,5018} \\ &= 0,0009 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re \cdot \sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,0062$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics. Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50

<i>Globe valve, open</i>	340	1	340
<i>Swing Check Valve</i>	30	1	30
<i>90° Standard Elbow</i>	30	3	90
Total			535

*Diambil dari Towler, 2013

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang ekivalen} &= 535 \cdot D_i \\
 &= 535 \cdot 2,067 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft} \\
 &= 92,1538 \text{ ft} = 28,088 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa keseluruhan} &= 10,5 \text{ m} + 28 \text{ m} \\
 &= 38,6 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Head Pompa (h_{man})

$$\text{Panjang total pipa} = 38,6 \text{ m}$$

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}
 \text{Head friction (} h_f \text{)} &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\
 &= \frac{0,006 \cdot 38,6 \cdot (0,5545)^2}{0,0525 \cdot 2 \cdot 9,8} \\
 &= 0,0716 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\begin{aligned}
 \frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + hf + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\
 h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\
 h_{man} &= 3,5872 \quad \text{m} \\
 &= 11,7693 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0.5}}{H^{0.75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

Ns	=	Kecepatan spesifik
N	=	Kecepatan putar (rpm)
Q	=	Kapasitas Pompa (Gpm)
H	=	Head Pompa (ft)

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

Kecepatan putar dipilih	:	2000	rpm
Faktor slip	:	5	%
rpm	=	2000	rpm
	=	1900	rpm

Maka,

$$Ns = \frac{1900 \times (18,9953)^{0.5}}{11,7693^{0.75}}$$

$$Ns = 1303,2069$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988. Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0.5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

$$\begin{aligned}\text{rpm} &= 2000 \text{ rpm} \\ \text{gpm} &= 18,9953 \text{ gpm} \\ \text{NPSH}_{\text{req}} &= [(2000) . (18,9953)^{0,5} / 7900)]^{4/3} \\ &= 1,1401 \text{ ft} = 0,35 \text{ m}\end{aligned}$$

NPSH_{available} (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$\begin{aligned}\text{NPSH}_{\text{available}} &= 1,35 . (\text{NPSH}_{\text{req}}) \\ &= 1,5392 \text{ ft} = 0,4691 \text{ m}\end{aligned}$$

Nilai NPSH_{available} > NPSH_{req} kavitali dapat dihindari.

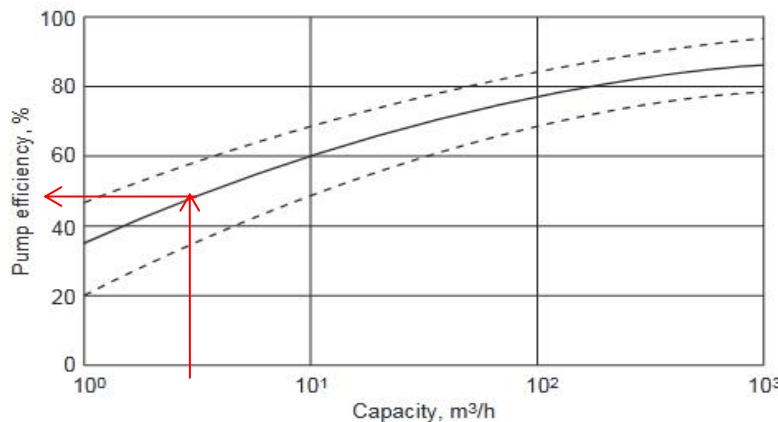
6. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m^3 /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m^3)

Dari Towler. Hal. 252 :

Dengan kapasitas $4,3142 m^3/jam$ dan besar head pump $3,5872 m$.



Effisiensi pompa = 46%

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0.0012 \text{ m}^3/\text{s} \times 3,5872 \text{ m} \times 995,6500 \text{ kg/m}^3}{0,46} \\ &= 9,3051 \text{ kg.m/s} \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 91,190 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 0,1222 \text{ Hp} \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 0,1222 Hp, didapat :

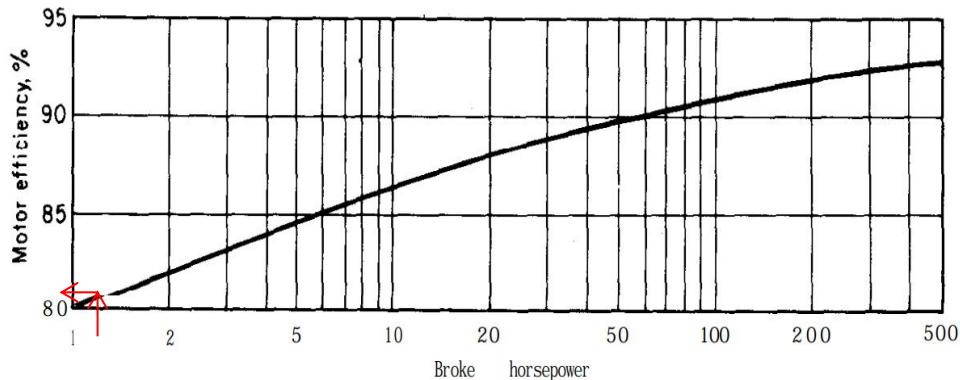


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 80 \text{ \%}$$

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,1222}{0,8} \\ &= 0,1528 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}, \frac{3}{4}, 1, 1\frac{1}{2}, 2, 3, 5, 7\frac{1}{2}, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, \text{ and } 500.$

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 0,5 Hp

KESIMPULAN POMPA UTILITAS 04 (PU-04)

Tugas : Memompa Air dari Tangki AE ke DeAerator

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 1,6075 in

Panjang pipa keseluruhan = 38,6 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = $4,3142 \text{ m}^3/\text{jam} = 18,9952 \text{ gpm}$

Total Head Pompa = 3,5872 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

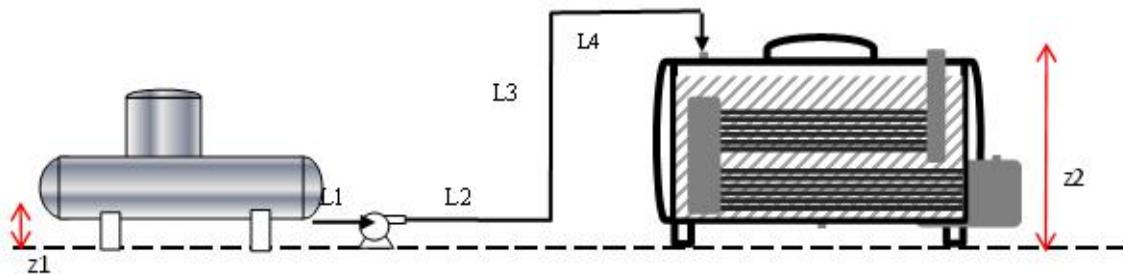
Motor Standar = 0,5 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

PERANCANGAN POMPA UTILITAS 05

(PU-05)



Tugas : Memompa Air dari Tangki Deaerator ke Boiler

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$T = 91.8^\circ\text{C} = 364.8 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan:

$$L_1 = 1 \text{ m} ; L_3 = 2 \text{ m} ; L_5 = 1 \text{ m} ;$$

$$L_2 = 2 \text{ m} ; L_4 = 1.5 \text{ m} ;$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \Sigma L = 7.5 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m} \quad (\text{ketinggian suction head})$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 2 \text{ m} \quad (\text{Tinggi Boiler})$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Tangki Deaerator

$$\text{- Tinggi } Suction \text{ Head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{- Tekanan, } P_1 = 1 \text{ atm}$$

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Boiler

$$\text{- Tinggi } Discharge \text{ Head} = 2 \text{ m}$$

$$\text{- Tekanan, } P_2 = 1 \text{ atm}$$

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Maka laju alir volumetrik umpan (F_v) = $5,5315 \text{ m}^3 / \text{jam}$

$$= 0,0921 \text{ m}^3 / \text{menit}$$

$$= 0,0015 \text{ m}^3 / \text{detik}$$

$$= 0,0542 \text{ ft}^3 / \text{s}$$

$$= 24,3551 \text{ gpm}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13}$$

Dengan : D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (in)

Q_l : Kecepatan Volume Fluida (ft^3 / s)

ρ_l : Densitas Fluida (lb/ft^3)

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,0542^{0,45} \times 62,1564^{0,13}$$

$$= 1,7948 \text{ in}$$

$$= 0,0455 \text{ m}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

$$\text{Diameter pipa standar} = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0015 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0022 \text{ m}^2} = 0,7109 \text{ m/s}$$

$$\text{Viskositas Campuran:} = 303 \text{ K}$$

Komponen	fraksi (x)	Viskositas, μ (cP)	$\ln \mu$	$x \cdot \ln \mu$
H ₂ O	1,00	0,7926	-0,2325	-0,2325

$$\text{Viskositas dari Perry's Chemical} = \ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = -0,2325$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,7926 \text{ cP}$$

$$= 0,0008 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{995,6500 \times 0,7109 \times 0,0525}{0,0008} \\ &= 46302,5436 \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif Baja
Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ϵ)

$$\epsilon = 0,046 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran relatif } \frac{\epsilon}{ID} &= \frac{0,046}{52,5018} \\ &= 0,0009 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re \cdot \sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,006$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics. Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50
Globe valve, open	340	1	340

<i>Swing Check Valve</i>	30	1	30
<i>90° Standard Elbow</i>	30	3	90
Total			535

*Diambil dari Towler, 2013

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang ekivalen} &= 535 \cdot D_i \\
 &= 535 \cdot 2,067 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft} \\
 &= 116,76 \text{ ft} = 28,1 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa keseluruhan} &= 7,5 \text{ m} + 28,1 \text{ m} \\
 &= 35,6 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

$$\text{Panjang total pipa} = 35,6 \text{ m}$$

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}
 \text{Head friction (} h_f \text{)} &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\
 &= \frac{0,006 \cdot 35,6 \cdot (0,7109)^2}{0,0525 \cdot 2 \cdot 9,8} \\
 &= 0,1046 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + hf + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f$$

$$\begin{aligned}
 h_{man} &= 1,1304 \text{ m} \\
 &= 3,7087 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0.5}}{H^{0.75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

Ns	=	Kecepatan spesifik
N	=	Kecepatan putar (rpm)
Q	=	Kapasitas Pompa (Gpm)
H	=	Head Pompa (ft)

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

Kecepatan putar dipilih	:	2000	rpm		
Faktor slip	:	5	%		
rpm	=	2000	rpm	x	0.95
	=	1900	rpm		

Maka,

$$Ns = \frac{1900 \times (23,3545)^{0.5}}{3,7087^{0.75}}$$

$$Ns = 3508,5218$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988. Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0.5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

$$\text{rpm} = 2000 \text{ rpm}$$

$$\text{gpm} = 24,3545 \text{ gpm}$$

$$\text{NPSH}_{\text{req}} = [(2000) . (24,3545)^{0,5} / 7900)]^{4/3}$$

$$= 1,3456 \text{ ft} = 0,41 \text{ m}$$

NPSH_{available} (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$\text{NPSH}_{\text{available}} = 1,35 . (\text{NPSH}_{\text{req}})$$

$$= 1,8166 \text{ ft} = 0,5537 \text{ m}$$

Nilai NPSH_{available} > NPSH_{req} kavitali dapat dihindari.

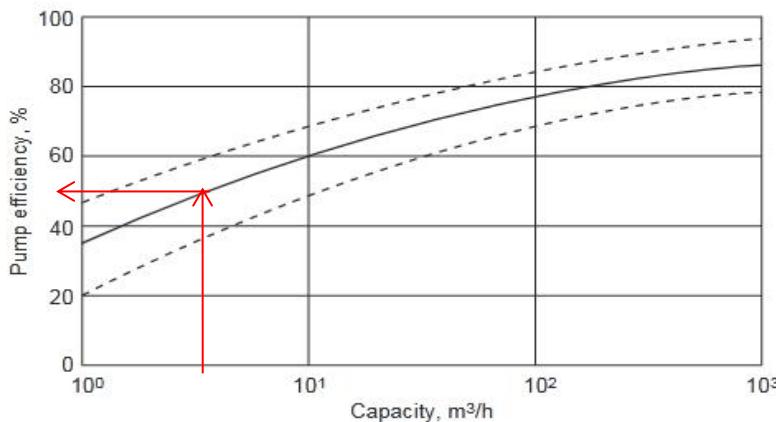
6. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m^3 /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m^3)

Dari Towler. Hal. 252 :

Dengan kapasitas $5,5315 m^3/jam$ dan besar head pump $1,1304 m$.



Effisiensi pompa = 50%

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,0015 \text{ } m^3/s \times 1,1304 \text{ } m \times 983,200 \text{ } kg/m^3}{0,50} \\
 &= 3,4154 \text{ } kg \cdot m/s \times 9,8 \text{ } m/s^2 \\
 &= 33,472 \text{ } kg \cdot m^2/s^3 \\
 &= 0,0448 \text{ } Hp
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 0,0448 Hp, didapat :

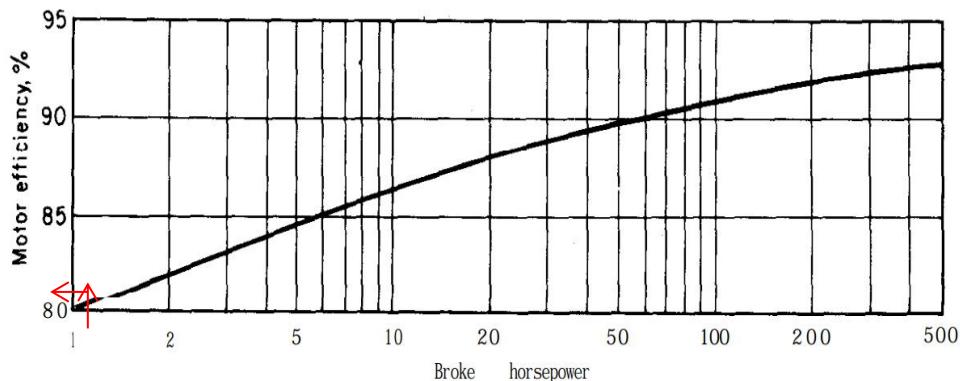


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,0448}{0,8} \\ &= 0,0561 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 0,5 Hp

KESIMPULAN POMPA UTILITAS 05 (PU-05)

Tugas : Memompa Air dari Tangki Deaerator ke Boiler

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 1,7948 in

Panjang pipa keseluruhan = 35,6 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = $5,5311 \text{ m}^3/\text{jam} = 24,355 \text{ gpm}$

Total Head Pompa = 1,1304 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

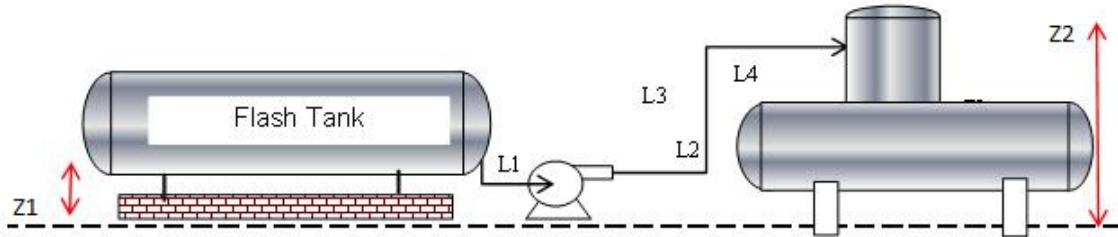
Motor Standar = 0,5 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

PERANCANGAN POMPA UTILITAS 06

(PU-06)



Tugas : Memompa Air dari Flash Tank ke Tangki Daeaerator

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:

$$T = 115,56 \text{ } ^\circ\text{C} = 388,56 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan:

$$L_1 = 1 \text{ m} ; L_3 = 4,5 \text{ m}$$

$$L_2 = 2 \text{ m} ; L_4 = 2 \text{ m}$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = \Sigma L = 9,5 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m} \text{ (ketinggian suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 4,5 \text{ m} \text{ (Tinggi Tangki Daeaerator)}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
7. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian dasar dari Flash Tank

$$\text{- Tinggi Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{- Tekanan, P1} = 1 \text{ atm}$$

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Tangki Deaerator

$$\text{- Tinggi Discharge Head} = 4,5 \text{ m}$$

$$\text{- Tekanan, P2} = 1 \text{ atm}$$

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Maka laju alir volumetrik umpan (F_v) = $4,7450 \text{ m}^3/\text{jam}$

$$= 0,0790 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 0,0013 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 0,0465 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 20,8916 \text{ gpm}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Menggunakan persamaan 15. Peters. 1991. Plant Desing.. Hal. 496 :

Diameter optimum :

$$\text{Diopt} = 3,9 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

Dengan : Diopt : Diameter Pipa Optimum (in)

Ql : Kecepatan Volume Fluida (ft^3/s)

ρl : Densitas Fluida (lb/ft^3)

$$\text{Diopt} = 3,9 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0.0465^{0,45} \times 59,1006^{0,13}$$

$$= 1,6669 \text{ in}$$

$$= 0,0423 \text{ m}$$

Dari Kern, Process Heat Transfer. Hal. 843 didapat data berikut :

$$\text{Diameter pipa standar} = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0013 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0022 \text{ m}^2} = 0,6098 \text{ m/s}$$

$$\text{Viskositas Campuran:} = 303 \text{ K}$$

Komponen	fraksi (x)	Viskositas, μ (cP)	$\ln \mu$	$x \cdot \ln \mu$
H ₂ O	1,00	0,7926	-0,2325	-0,2325

$$\text{Viskositas dari Perry's Chemical} = \ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i = -0,2325$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,7926 \text{ cP}$$

$$= 0,0008 \text{ kg/m.s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{946,7000 \times 0,6098 \times 0,0525}{0,0008} \\ &= 38224,4199 \end{aligned}$$

Kekasar Relatif Baja

Bahan : Baja Komersial

Table 20.3 Pipe Roughness

Material	Absolute Roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Towler 2013, pg.1216. table 20.3

Kekasaran absolut (ε)

$$\begin{aligned} \varepsilon &= 0,046 \text{ mm} \\ \text{Kekasaran relatif} &\quad \frac{\varepsilon/\text{ID}}{= \frac{0,046}{52,5018}} \\ &= 0,0009 \end{aligned}$$

Faktor friksi untuk aliran turbulen :

Menggunakan persamaan 6.23. Noel De Nevers. Fluid Mechanics. Hal. 205 :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log\left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} + \frac{1,255}{Re \cdot \sqrt{f}}\right)$$

Dengan *trial error* menggunakan Ms. Excel. Didapat nilai $f = 0,006$

Menghitung panjang ekivalen dan Panjang pipa keseluruhan

Mengikuti contoh perhitungan 6.11 pada Noel de Nevers. Fluid Mechanics. Hal.207

Type of fitting	Panjang Ekivalen L/D	Jumlah	Panjang Ekivalen
*Sharp reduction (outlet vessel)	25	1	25
*Sudden expansion (inlet vessel)	50	1	50
Globe valve, open	340	1	340
Swing Check Valve	30	1	30
90° Standard Elbow	30	3	90
Total			535

*Diambil dari Towler, 2013

$$\begin{aligned} \text{Panjang ekivalen} &= 535 \cdot D_i \\ &= 535 \cdot 2,067 \text{ in} / 12 \text{ in} / \text{ft} \\ &= 92,1538 \text{ ft} = 28,09 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa keseluruhan} &= 9,5 \text{ m} + 28,09 \text{ m} \\ &= 37,6 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa (h_{man})

Panjang total pipa = 37,6 m

Head friction, dari Ludwig, E. E. Hal. 85. Persamaan 2-2 :

$$\begin{aligned}\text{Head friction (}h_f\text{)} &= \frac{f \cdot L}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{0,006 \cdot 37,6 \cdot (0,6098)^2}{0,0525 \cdot 2 \cdot 9,8} \\ &= 0,0837 \text{ m}\end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\begin{aligned}\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_f + H_{man} &= \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} \\ h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + h_f \\ h_{man} &= 3,6027 \text{ m} \\ &= 11,8199 \text{ ft}\end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Towler, hal. 244})$$

Dengan hubungan :

- | | | |
|----|---|-----------------------|
| Ns | = | Kecepatan spesifik |
| N | = | Kecepatan putar (rpm) |
| Q | = | Kapasitas Pompa (Gpm) |
| H | = | Head Pompa (ft) |

Dengan berdasarkan spesifikasi produk pompa yang digunakan (KSB's *Centrifugal Pump Lexicon*. Dari www.ksb.com) sebagian besar pompa beroperasi pada kecepatan rotasi antara 1000 dan 3000 rpm, dipilih nilai tengahnya yaitu 2000 rpm.

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan putar dipilih} & : 2000 \text{ rpm} \\
 \text{Faktor slip} & : 5 \% \\
 \text{rpm} & = 2000 \text{ rpm} \times 0.95 \\
 & = 1900 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 N_s &= \frac{1900 \times (20,8916)^{0.5}}{11,8200^{0.75}} \\
 N_s &= 1362,3139
 \end{aligned}$$

Untuk menghindari kavatiasi, dilakukan pengecekan nilai NPSH (*Net Positive Suction Head*)

$NPSH_{required}$ (Nilai NPSH yang dibutuhkan)

Dari Walas, S.M. 1988. Chem. Process. Eq. Hal. 133. Persamaan 7.15 :

$$NPSH_{req} = [(rpm) \cdot (gpm)^{0.5} / s]^{4/3}$$

S diketahui dari hal. 133 = 7900

$$\text{rpm} = 2000 \text{ rpm}$$

$$\text{gpm} = 20,8916 \text{ gpm}$$

$$NPSH_{req} = [(2000) \cdot (20,8916)^{0.5} / 7900]^{4/3}$$

$$= 1,2148 \text{ ft} = 0,4 \text{ m}$$

$NPSH_{available}$ (tersedia)

Menggunakan persamaan 10.59 Perry's Chemical Eng. Handbook Ed.8 :

$$NPSH_{available} = 1,35 \cdot (NPSH_{req})$$

$$= 1,6403 \text{ ft} = 0,49 \text{ m}$$

Nilai $NPSH_{available} > NPSH_{req}$ kavatasi dapat dihindari.

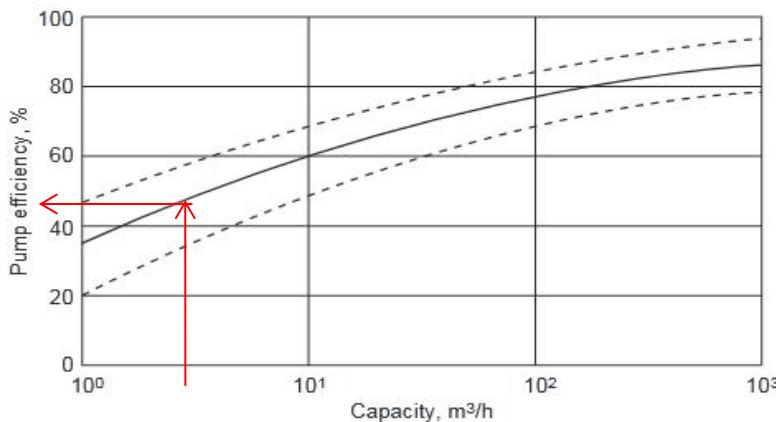
6. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)
Q	=	Kapasitas pompa (m^3 /detik)
H	=	Head Pompa (m)
ρ	=	Densitas (kg/m^3)

Dari Towler. Hal. 252 :

Dengan kapasitas $4,7450 m^3/jam$ dan besar head pump $3,6027 m$.



Effisiensi pompa = 49%

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0.0013 \text{ } m^3/s \times 3,6027 \text{ } m \times 946,700 \text{ } kg/m^3}{0,49} \\
 &= 9,1744 \text{ } kg \cdot m/s \times 9,8 \text{ } m/s^2 \\
 &= 89,910 \text{ } kg \cdot m^2/s^3 \\
 &= 0,1205 \text{ } Hp
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521
dengan nilai BHP = 0,1205 Hp, didapat :

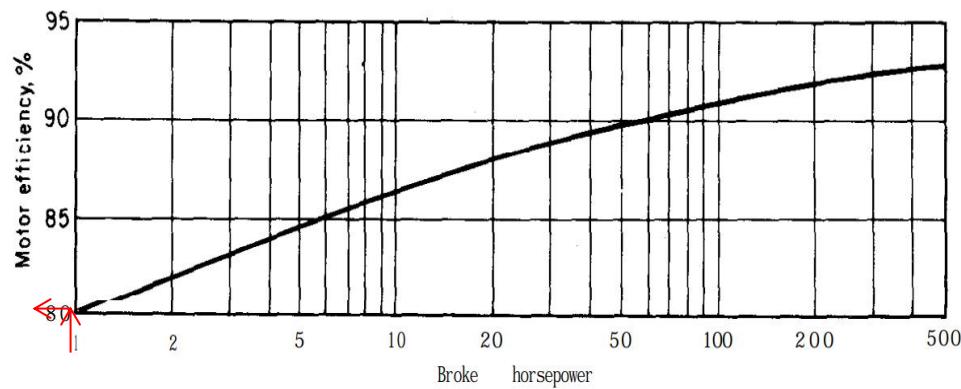


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 80 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,1205}{0,8} \\
 &= 0,1385 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig,

Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 0,5 Hp

KESIMPULAN POMPA UTILITAS 06 (PU-06)

Tugas : Memompa Air dari Flash Tank ke Tangki Deaerator

Jenis Alat : Centrifugal Pump

Spesifikasi Pipa :

Diameter pipa = 1,6669 in

Panjang pipa keseluruhan = 37,6 m

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = $4,7450 \text{ m}^3/\text{jam} = 20,8916 \text{ gpm}$

Total Head Pompa = 3,6027 m

Putaran Pompa:

Kecepatan Putar = 2000 rpm

Motor Standar = 0,5 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Bahan Konstruksi = Baja Komersial

EVALUASI

EKONOMI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dari pra rancangan pabrik Disodium Fosfat dari Asam Fosfat dan Sodium Karbonat akan mengkaji kelayakan dari pendirian pabrik Disodium Fosfat. Evaluasi dilakukan dengan tahapan berikut :

1. Menghitung harga total pembelian alat, PEC (*Purchasing Equipment Cost*)
2. Menaksir Modal Tetap Industri (*Fixed Capital Investment*)
3. Menaksir Total Biaya Produksi (*Production Cost*)
4. Menghitung Modal Kerja Industri (*Working Capital*)
5. Menghitung Modal Total (*Capital Investment*)
6. Menaksir Besar *General Expense*
7. Menaksir Total Biaya Produksi
8. Menentukan Harga Jual
9. Melakukan Analisis Ekonomi
10. Melakukan Analisis Kelayakan

1. Menghitung harga total pembelian alat, PEC (*Purchasing Equipment Cost*)

Dari Aries, Newton. "Chemical Engineering Cost Estimation". 1955. Harga suatu alat saat ini dapat ditaksir dengan berdasarkan harga daripada tahun-tahun lalu menggunakan dua persamaan berikut :

$$E_x = E_y \cdot \frac{N_x}{N_y}$$

Keterangan :

E_x = Harga alat pada tahun-x

E_y = Harga alat pada tahun-y

N_x = Indeks harga alat pada tahun-x

N_y = Indeks harga alat pada tahun-y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva, harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

(Aries & Newton, 1955)

Keterangan:

- E_b = Harga alat b
- E_a = Harga alat b
- C_b = Kapasitas alat b
- C_a = Kapasitas alat a

Indeks harga alat didapat dari data Indeks CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) yang berubah setiap tahunnya.

Data Index CEPCI yang diketahui :

- Indeks tahun 1954 = 185 (Aries, 1955)
- Indeks tahun 2002 = 390,4 (Peter, 2002)
- Indeks tahun 2013 = 567,3
- Indeks tahun 2014 = 576,1
- Indeks tahun 2015 = 556,8
- Indeks tahun 2016 = 541,7
- Indeks tahun 2017 = 567,5
- Indeks tahun 2018 = 603,1
- Indeks tahun 2019 = 647,73
- Indeks tahun 2020 = 625,05
- Indeks tahun 2021 (Januari) = 616,5 (chemengonline.com)

Contoh perhitungan pada harga reaktor :

Harga pada tahun 1954 = \$34737,1920

Dari data Index CEPCI yang diketahui :

- Indeks tahun 1954 = 185 (Aries, 1955)
- Indeks tahun 2021 (Januari) = 616,5 (chemengonline.com)

$$\text{Perkiraan harga reaktor berdasar indeks 2021 (Januari)} = \$34.737,1920 \cdot \frac{616,5}{185} \\ = \$115759,3451$$

Seterusnya, dengan cara yang sama :

a) Harga dari unit alat proses

Tabel 1. Daftar harga beli unit alat proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (1954), \$/unit	Harga (2021), \$/unit	Total Harga Alat (2021), \$
1	Reaktor-01	RE-01	1	34737,1920	115759,3451	115759,3451
2	Reaktor-02	RE-02	1	34737,1920	115759,3451	115759,3451
3	Evaporator	EV-01	1	16598,0307	55311,8159	55311,8159
4	Kristalizer	CR-01	1	9000,0000	29991,8919	29991,8919
5	Centrifuge	CF-01	1	98567,7413	151500,9038	151500,9038
6	Rotary Dryer	RD-01	1	60204,8377	92536,2315	92536,2315
7	Heater-01	H-01	1	407	1356,3000	1356,3000
8	Heater-02	H-02	1	512	1706,2054	1706,2054
9	Mixer-01	M-01	1	10920	36390,1622	36390,1622
10	Tangki Silo-01	S-01	2	20000	66648,6486	133297,2973
11	Tangki Silo-02	S-02	1	20000	66648,6486	66648,6486
12	Tangki H3PO4	T-01	1	100000	333243,2432	333243,2432
13	Screw Conveyor-01	SC-01	1	1100	3665,6757	3665,6757
14	Screw Conveyor-02	SC-02	1	1100	3665,6757	3665,6757
15	Screw Conveyor-03	SC-03	1	1250	3665,6757	3665,6757
16	Bucket Elevator-01	BE-01	1	2000	6664,8649	6664,8649
17	Bucket Elevator-02	BE-02	1	1700	5665,1351	5665,1351
18	Blower-01	B-01	1	1040	3465,7297	3465,7297
19	Pompa-01	P-01	1	1267	4222,5024	4222,5024
20	Pompa-02	P-02	1	300	999,7297	999,7297
21	Pompa-03	P-03	1	280	933,0811	933,0811
22	Pompa-04	P-04	1	325	1083,0405	1083,0405
23	Pompa-05	P-05	1	415	1382,9595	1382,9595
24	Pompa-06	P-06	1	420	1399,6216	1399,6216
25	Pompa-07	P-07	1	260	866,4324	866,4324
Total					1.174.404,15	0

b) Harga dari unit alat utilitas

Tabel 2. Daftar harga beli unit alat utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (1954), \$/unit	Harga (2020), \$/unit	Total Harga Alat (2020), \$
1	T. Air Proses	TU-04	1	5500,0000	18328,3784	18328,3784
2	Cooling Tower	CT-01	1	2124,7358	2273,7365	2273,7365
3	T. Kation Exchanger	KE-01	2	1100,0000	3665,6757	7331,3514
4	Tangki H ₂ SO ₄	TU-05	1	1410,0000	4698,7297	4698,7297
5	T. Anion Exchanger	AE-01	2	1200,0000	3998,9189	7997,8378
6	Tangki NaOH	TU-06	1	1400,0000	4665,4054	4665,4054
7	Deaerator	D-01	1	2000,0000	6664,8649	6664,8649
8	Tangki Kondensat	TU-07	1	4000,0000	13329,7297	13329,7297
9	Boiler	B-01	1	109852,02	168845,104	
10	Flash Tank	FT-01	1	15	1	168845,1041
11	Tangki Hidrazin	TU-08	1	1267,2407	4222,9939	4222,9939
12	Pompa Utilitas	PU-01	1	300	999,7297	999,7297
13	Pompa Utilitas	PU-02	1	500	1666,2162	1666,2162
14	Pompa Utilitas	PU-03	1	320	1066,3784	1066,3784
15	Pompa Utilitas	PU-04	1	320	1066,3784	1066,3784
16	Pompa Utilitas	PU-05	1	370	1233,0000	1233,0000
17	Pompa Utilitas	PU-06	1	340	1133,0270	1133,0270
18	Kompressor	KU-01	1	1340,1178	4465,8521	4465,8521
19	Tangki Silika	TU-09	2	1943,3644	6476,1307	12952,2614
20	Cooler	CU-01	1	396,6680	1321,8691	1321,8691
21	Tangki Udara	TU-10	1	5000,0000	16662,1622	16662,1622

22	Tangki Bahan Bakar	TU-11	1	49000,000 0	163289,189 2	163289,1892
23	Generator	G-01	1		10000,0000	10000,0000
Total						562.006,770

2. Menaksir Modal Tetap Industri (*Fixed Capital Investment*)

Dari Aries, Newton. 1955 :

Capital Investment merupakan taksiran modal yang dibutuhkan untuk perancangan fasilitas produksi dan pengoperasiannya. Terdapat dua tipe modal : modal tetap (*fixed capital*) dan modal kerja (*working capital*).

Fixed Capital merupakan modal investasi dalam fasilitas produksi dan pendukungnya. Porsi modal sekitar 85-90% dari total modal industri. Modal ini terbagi atas :

a) *Direct Cost*

Direct Cost adalah total pengeluaran untuk pengadaan seluruh alat, material, dan buruh yang terlibat dalam konstruksi pembangunan pabrik (*Physical Plant Cost (PPC)*)

b) *Indirect Cost*

Indirect Cost yang meliputi jasa *engineering and construction, contractor fee, dan contingency*.

a) *Direct Cost*

i. Direct Cost dari unit alat proses dan utilitas yang dibeli dari luar negeri

Dalam perancangannya, buruh yang digunakan 99% dari tenaga lokal dan 1% sisanya dari tenaga asing.

Upah buruh dibagi atas :

- buruh asing = \$10 / man hour
 - buruh lokal = Rp. 80.000 / man hour
- = \$5,51 / man hour

Dengan perbandingan man hour tenaga asing dan lokal 1: 2.

Total direct cost untuk Unit Alat Proses dan Utilitas :

- *Purchasing Equipment Cost (PEC)*

Dari hitungan sebelumnya :

PEC Alat Proses = \$1.174.404,1502

PEC Alat Utilitas = \$562.005,7705

Total PEC = \$1.736.409,92

Alat-alat dibeli dari luar negeri. Besar biaya pengiriman sampai di tempat adalah sekitar 15 - 40% PEC (Peters, 1991).

Asumsi besarnya = 20% PEC = \$347.281,98

Harga alat sampai ditempat menjadi = \$2.083.691,9048

- *Equipment Installation Cost (EIC)*

Biaya instalasi alat meliputi biaya material tambahan dan buruh.

Diketahui besarnya = 43% PEC. (Aries, 1955)

Dengan rincian 11% untuk biaya material dan 32% upah buruh.

Biaya material = 11% . \$1.736.409,92
= \$191005,0913

Upah buruh = 32% . \$1.736.409,92
= \$555651,1746

Total = \$746656,2659

Dengan rincian :

Buruh asing = 1% . \$555651,1746
= \$5556,5117

Jumlah man hour = \$5556,5117 / 10\$ / man hour
= 555,6511 man hour

Buruh lokal = 99% . \$555651,1746
= \$550094,6629

Jumlah man hour = 555,6511 man hour . 2
= 1111,3023 man hour

- *Piping*

Biaya pemipaan pabrik terdiri dari biaya material dan buruh.

Diketahui besarnya = 36% PEC. (Aries, 1955)

Dengan rincian 21% untuk biaya material dan 15% upah buruh.

Biaya material = 21% . \$1.736.409,92

$$= \$364646,0833$$

Buruh = 15% . \$1.736.409,92

$$= \$260461,4881$$

Total = \$625107,5714

Dengan rincian :

Buruh asing = 1% . \$260461,4881

$$= \$2604,6149$$

Jumlah man hour = \$2604,6149 / 10\$ / man hour

$$= 260,4614 \text{ man hour}$$

Buruh lokal = 99% . \$260461,4881

$$= \$257856,8732$$

Jumlah man hour = 260,4614 man hour . 2

$$= 520,9230 \text{ man hour}$$

- Instrumen Pengendalian Kontrol (IPC)

Biaya pengadaan IPC meliputi dari biaya material, instalasi, kalibrasi, dll.

Diketahui besarnya = 15% PEC. (Aries, 1955)

Dengan rincian 12% untuk biaya material dan 3% upah buruh.

Biaya material = 12% . \$1.736.409,92

$$= \$208369,1905$$

Buruh = 3% . \$1.736.409,92

$$= \$52092,2976$$

Total = \$260461,4881

Dengan rincian :

Buruh asing = 1% . \$52092,2976

$$= \$520,9230$$

Jumlah man hour	= \$520,9230 / 10\$ / man hour
	= 52,0923 man hour
Buruh lokal	= 99% . \$52092,2976
	= \$51571,3746
Jumlah man hour	= 52,0923 man hour . 2
	= 104,1846 man hour

- Insulasi

Meliputi biaya pengadaan insulasi terhadap alat-alat dan pipa dengan suhu tinggi maupun rendah serta upah buruhnya.

Diketahui besarnya = 8% PEC. (Aries, 1955)

Dengan rincian 3% untuk biaya material dan 5% upah buruh.

Biaya material	= 3% . \$1.736.409,92
	= \$52092,2976

Buruh	= 5% . \$1.736.409,92
	= \$86820,4960

Total	= \$138912,7937
-------	-----------------

Dengan rincian :

Buruh asing	= 1% . \$86820,4960
	= \$868,2050

Jumlah man hour	= \$868,2050 / 10\$ / man hour
	= 86,8205 man hour

Buruh lokal	= 99% . \$86820,4960
	= \$85952,2911

Jumlah man hour	= 86,8205 man hour . 2
	= 173,6410 man hour

- Listrik

Meliputi biaya-biaya terkait pengadaan peralatan listrik seperti ; switches, motor, saluran, kawat, dan alat-alat kelengkapan lainnya berikut juga upah buruh.

Diketahui besarnya = 15% PEC. (Aries, 1955)

Dengan rincian 12% untuk biaya material dan 3% upah buruh.

Biaya material	= 12% . \$1.736.409,92
	= \$208369,1905
Buruh	= 3% . \$1.736.409,92
	= \$52092,2976
Total	= \$260461,4881

Dengan rincian :

Buruh asing	= 1% . \$52092,2976
	= \$520,9230
Jumlah man hour	= \$520,9230 / 10\$ / man hour
	= 52,0923 man hour
Buruh lokal	= 99% . \$52092,2976
	= \$51571,3746
Jumlah man hour	= 52,0923 man hour . 2
	= 104,1846 man hour

- Rangkuman :

Tabel 3. Total direct cost untuk pengadaan unit alat pabrik :

Komponen	Biaya, USD	Biaya, Rp
Pembelian	2.083.691,90	30.294.796.603,74
Instalasi	746.656,27	10.855.635.449,67
Pemipaan	625.107,57	9.088.438.981,12
IPC	260.461,49	3.786.849.575,47
Insulasi	138.912,79	2.019.653.106,92
Listrik	260.461,49	3.786.849.575,47
Total	4.115.291,51	59.832.223.292,39

(1 USD = 14.515 IDR ; 15/07/2021)

ii. Direct cost untuk unit alat yang dibeli dari pasar lokal :

Unit alat yang akan dibeli :

- Tangki air bersih (Bak air beton)

Bak rencana akan dibangun menggunakan jasa buruh warga lokal.

- Tangki air umum & tangki klorinasi (tangki fiber)

Tangki rencana akan disupply dari Tangki Air Penguin.

Tabel 4. Daftar harga beli unit alat utilitas dari pasar lokal

No	Nama Alat	Volume m ³	Biaya Rp/m ³	Biaya Rp
1	Tangki Air Bersih	1293,3877	1.500.000	1.940.081.669,42
2	Tangki Air Umum	41,7363	3.350.000	139.816.741,08
3	Tangki Klorinasi	2,8983	3.350.000	11.651.395,09
Total				2.091.549.805,59

*Harga telah termasuk upah buruh, material serta instalasinya.

iii. Direct Cost Bangunan

Dari AREBI (Asosiasi Real Estate Broker Indonesia), per Januari 2021.

Terkait pengadaan bangunan di area Gresik. Pengadaan bangunan terbagi atas 4 kelas :

- Kelas 1 = 8.000.000 / m²
- Kelas 2 = 5.500.000 / m²
- Kelas 3 = 4.500.000 / m²
- Kelas 4 = 2.000.000 / m²

Rincian harga bangunan ditampilkan pada tabel berikut :

Tabel 5. Daftar harga bangunan

No	Bangunan	Luas (m ²)	Harga (Rp)	Harga Total (Rp)
1	Area T. Bahan Baku & Produk	271,4453	5.500.000	1.492.949.183,38
2	Area proses	908,2888	5.500.000	4.995.588.240,57
3	Area utilitas Air	419,4161	5.500.000	2.306.788.508,06
4	Area Utilitas Udara Tekan	148,2267	5.500.000	815.246.859,65
5	Area Unloading	180	2.000.000	360.000.000,00
6	<i>Control room</i>	450	5.500.000	2.475.000.000,00
7	Damkar	330	2.000.000	660.000.000,00
8	Poliklinik	450	5.500.000	2.475.000.000,00
9	Laboratorium	600	5.500.000	3.300.000.000,00
10	Power Station	375	5.500.000	2.062.500.000,00

11	Bengkel	450	5.500.000	2.475.000.000,00
12	Gudang	1726	5.500.000	9.493.000.000,00
13	Parkir	900	2.000.000	1.800.000.000,00
14	Parkir VIP	600	2.000.000	1.200.000.000,00
15	Kantor R&D	600	5.500.000	3.300.000.000,00
16	Kantor Pusat	1500	5.500.000	8.250.000.000,00
17	Gedung serbaguna	1125	4.500.000	5.062.500.000,00
18	Perpustakaan	750	5.500.000	4.125.000.000,00
19	Kantin dan Koperasi	750	4.500.000	3.375.000.000,00
20	Parkir Tamu	750	2.000.000	1.500.000.000,00
21	Masjid	1050	5.500.000	5.775.000.000,00
22	Taman	1500	2.000.000	3.000.000.000,00
23	Perumahan Pejabat	2500	8.000.000	20.000.000.000,00
24	Mess Karyawan	1500	4.500.000	6.750.000.000,00
25	Pos Jaga	450	4.500.000	2.025.000.000,00
26	Area Perluasan	5070,8442	2.000.000	10.141.688.435,61
27	Jalan	8113,3507	2.000.000	16.226.701.496,97
Total		33467,5718		125.441.962.724,23

iv. *Direct Cost Land & Yard*

Total kebutuhan luas tanah pabrik = 33467,5718 m²

Harga tanah diketahui = Rp. 2.000.000 / m²

Diakses dari www.rumah.com per tanggal 21 Oktober 2021.

Investasi pengadaan tanah = Rp. 66.935.143.675,00

Total *Physical Plant Cost (PPC)* yang dikeluarkan :

Tabel 6. Total *Physical Plant Cost (PPC)*

Komponen Direct Cost	Biaya, USD	Biaya, Rp
Pembelian alat dari luar negeri	4.115.291,51	59.832.223.292,39
Pembelian alat dari dalam negeri	143.858	2.091.549.805,59
<i>Direct Cost Bangunan</i>	8.627.964	125.441.962.724,23
<i>Direct Cost Land & Yard</i>	4.603.834	66.935.143.675,00
Total	17.490.947,07	254.300.879.497,22

b) Indirect Cost

i. Engineering & Construction

Merupakan biaya pengeluaran yang meliputi biaya desain, supervisi, konstruksi dan pemeriksaan.

Diketahui besarnya = 20% PPC. (Aries, 1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 20\% \cdot \text{Rp } 254.300.879.497,22 \\ &= \text{Rp } 50.860.175.899,44 \end{aligned}$$

Komponen	Biaya, USD	Biaya, Rp
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	17.490.947,07	254.300.879.497,22
Engineering & Construction	3.498.189,41	50.860.175.899,44
Total Direct Plant Cost (DPC)	20.989.136,49	305.161.055.396,66

ii. Contractor Fee & Contingency Cost

Merupakan biaya pengeluaran untuk upah kontraktor dan biaya untuk kompensasi kejadian yang tidak terduga, seperti; bencana alam, mogok kerja, perubahan harga, perubahan kecil desain, dan kesalahan estimasi. (Aries, 1955)

Diketahui :

Contractor Fee besarnya = 4 - 10% . Direct Plant Cost (DPC)

Contingency Fee besarnya = 10 - 25% . Direct Plant Cost (DPC)

Total Fixed Capital (FC)

Komponen	Biaya, USD	Biaya, Rp
<i>Direct Plant Cost (PPC)</i>	20.989.136,49	305.161.055.396,66
<i>Contractor Fee, 7%</i>	1.469.239,55	21.361.273.877,77
<i>Contingency Fee, 12%</i>	2.518.696,38	36.619.326.647,60
Total Fixed Capital	24.977.072,42	363.141.655.922,02

3. Menaksir Total Biaya Produksi (*Production Cost*)

a) Perkiraan Hasil Penjualan

Dengan menggunakan asumsi :

Bawa harga jual produk Disodium Fosfat Dihidrat tidak mengalami perubahan harga selama periode pengembalian modal.

Produk	Produksi kg / tahun	Harga Rp / kg	Total Harga Rp / tahun
Sodium Fosfat Dihidrat	20.000.000	26849,85	536.997.000.000
Karbon Dioksida	6.135.402	9000,00	55.218.622.286
Total			592.215.622.286

b) Perkiraan Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost adalah biaya-biaya yang terjadi dalam perusahaan selama satu periode beroperasi.

Digunakan kebijakan terkait jam kerja / produksi :

Dalam 1 tahun pabrik beroperasi selama = 330 hari

Dalam 1 hari pabrik beroperasi selama = 24 jam

Perhitungan besar *Manufacturing Cost* dibagi dalam tiga bagian :

i. *Direct Manufacturing Cost*

- Pengadaan kebutuhan bahan baku :

Bahan Baku	Kebutuhan kg / tahun	Harga Rp / kg	Total Harga Rp / tahun
Sodium Karbonat (Na ₂ CO ₃)	14869451,13	2826,3	42.025.529.727
Asam Fosfat (H ₃ PO ₄)	18219718,31	8478,9	154.483.169.577
Total			196.508.699.304

- Pengadaan kebutuhan utilitas

Utilitas	Harga Rp	Kebutuhan /Tahun	Biaya /Tahun
Air	13.000,00	/m ³	60.974 m ³ 792.661.939
Klorin	45.000,00	/kg	7,5837 kg 341.269
Resin Kation	21.591,66	/L	375,4192 L 8.105.924
H ₂ SO ₄	27.000,00	/kg	144,3272 kg 3.896.835
Resin Anion	21.591,66	/L	455,0536 L 9.825.362
NaOH	13.000,00	/kg	279,9074 kg 3.638.796
Hidrazin	43.617,00	/kg	87,6191 kg 3.821.684
Diesel Oil	9.100,00	/L	4.070 m ³ 37.037.130.148
Listrik	1.114,74	/kw	1.767.744 kw 1.970.574.947
Total			39.829.996.904

- Operating labor

Merupakan total anggaran untuk seluruh gaji karyawan pabrik .

Per April, 2021. UMR Kabupaten Gresik = Rp 4.297.030,51

Total biaya *Operating Labor* ditampilkan dalam tabel berikut :

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji /bulan	Total /bulan
1	Direktur Utama	1	70.000.000	70.000.000
2	Sekretaris Direktur Utama	1	10.000.000	10.000.000
3	Teknik & Produksi			
	Direktur Teknik & Produksi	1	35.000.000	35.000.000
	Sekretaris Direktur	1	8.500.000	8.500.000
	Kabag Teknik & Produksi	1	15.000.000	15.000.000
	Kasi Teknik dan Produksi	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kasi Utilitas	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kasi QC	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kabag Pemeliharaan & Perbengkelan	1	15.000.000	15.000.000
	Kasi Pemeliharaan	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kasi Perbengkelan	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kasi Instrumentasi	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kabag Puslitbang	1	15.000.000	15.000.000
	Kasi R&D	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kasi Laboratorium	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
4	Keuangan & Pemasaran			
	Direktur Keuangan & Pemasaran	1	35.000.000	35.000.000
	Sekretaris Direktur	1	8.500.000	8.500.000

	Kabag Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
	Kasi Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kasi Administrasi	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kabag Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
	Kasi Pemasaran	1	6.000.000	6.000.000
	Staff	2	15.000.000	30.000.000
	Kasi Pergudangan	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kasi Promosi dan Penjualan	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
5	Umum			
	Direktur Umum	1	35.000.000	35.000.000
	Sekretaris Direktur	1	8.500.000	8.500.000
	Kabag Personalia	1	15.000.000	15.000.000
	Kasi Kesehatan	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kasi Keamanan	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kasi Transportasi	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kasi K3	1	10.000.000	10.000.000
	Kabag Umum	1	15.000.000	15.000.000
	Kasi Humas dan HR	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
	Kasi Rumah Tangga	1	10.000.000	10.000.000
	Staff	2	6.000.000	12.000.000
6	Lain - Lain			

	Laboran	3	6.000.000	18.000.000
	Dokter	2	12.000.000	24.000.000
	Perawat	3	6.000.000	18.000.000
	Driver	4	5.000.000	20.000.000
	Karyawan Shift	96	7.000.000	672.000.000
	Total Gaji Karyawan / Bulan			1.482.500.000
	Total Gaji Karyawan / Tahun			17.790.000.000

- Supervisi

Pengeluaran pengawasan adalah gaji dari seluruh personel yang bertanggung jawab dalam supervisi operasi produksi. Diketahui besaran biaya supervisi sekitar 10% - 25% dari total biaya gaji karyawan (Aries, 1955).

Diambil besaran biaya = 20%

$$\begin{aligned} \text{Biaya supervisi} &= 20\% \cdot \text{Rp } 17.790.000.000 \\ &= \text{Rp } 3.558.000.000 / \text{tahun} \end{aligned}$$

- Maintenance

Pengeluaran yang mencakupi seluruh biaya dari semua material dan tenaga kerja yang diarahkan dalam pelaksanaan maintenance rutin dan perbaikan tak terduga juga mencakupi biaya untuk revisi peralatan dan bangunan pabrik. Diketahui besarnya rata-rata 6-7% dari total *Fixed Capital Investment* (Aries, 1955).

Diambil besaran biaya = 6% . FCI

$$\begin{aligned} \text{Maintenance cost} &= 6\% \cdot \text{Rp } 363.141.655.922 \\ &= \text{Rp } 21.788.499.355 \end{aligned}$$

- Plant Supplies

Pengeluaran untuk setiap item yang digunakan oleh personel pabrik dalam pengoperasian alat-alat seperti pelumas, uji bahan kimia, perlengkapan

lainnya yang berada di luar bahan baku dan di luar pemeliharaan dan perbaikan (*maintenance*), dan diklasifikasikan sebagai *plant supplies*. Diperkirakan besarnya sama dengan 15% dari biaya *maintenance* tahunan (Aries, 1955).

Diambil besaran biaya = 15% . *Maintenance Cost*

$$\begin{aligned} \text{Plant Supplies} &= 15\% \cdot \text{Rp } 21.788.499.355 \\ &= \text{Rp } 3.268.274.903 \end{aligned}$$

- Royalties & Patents

Pengeluaran untuk pembelian paten dengan tujuan melindungi proses produksi oleh hukum yang legal. Royalti adalah pengeluaran untuk penggunaan hak paten dan dibayarkan sebesar nilai tertentu mengikuti jumlah produksi atau penjualan. Diketahui besarnya sekitar 1-5% dari harga penjualan produk (Aries, 1955).

Diambil besaran biaya = 2% . Penjualan produk

$$\begin{aligned} \text{Beban supervisi} &= 2\% \cdot \text{Rp } 592.215.622.286 \\ &= \text{Rp } 11.844.312.446 \end{aligned}$$

- Rangkuman total *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Komponen	Biaya Rp
Raw Material	196.508.699.304
Utilities	39.829.996.904
Labor Cost	17.790.000.000
Supervisor	3.558.000.000
Maintenance	21.788.499.355
Supply	3.268.274.903
Royalties, Patent	11.844.312.446
Total	294.587.782.912

ii. *Indirect Manufacturing Cost*

Terdiri atas :

- Payroll Overhead

Pengeluaran perusahaan untuk liburan, asuransi, *social security*, dan *unemployment taxes*. Diestimasikan totalnya sama dengan 15%-20% dari *labor cost* (Aries, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Diambil besaran biaya} &= 15\% \cdot \text{labor cost} \\ &= 15\% \cdot \text{Rp. } 17.790.000.000 \\ &= \text{Rp. } 2.668.500.000\end{aligned}$$

- Laboratory

Pengeluaran dari kegiatan laboratorium yang dibutuhkan untuk penjagaan *quality control*. Rata-rata biaya yang dikeluarkan setara dengan 10-20% dari *labor cost*. (Aries, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Diambil besaran biaya} &= 15\% \cdot \text{labor cost} \\ &= 15\% \cdot \text{Rp. } 17.790.000.000 \\ &= \text{Rp. } 2.668.500.000\end{aligned}$$

- Plant Overhead

Pengeluaran perusahaan untuk menjaga fungsi servis pekerja yang dibutuhkan secara tidak langsung oleh unit produktif. Meliputi biaya medis dan fasilitas rekreasi.

Diestimasikan totalnya sekitar 50-100% dari *labor cost* (Aries, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Diambil besaran biaya} &= 50\% \cdot \text{labor cost} \\ &= 50\% \cdot \text{Rp. } 17.790.000.000 \\ &= \text{Rp. } 8.895.000.000\end{aligned}$$

- *Packaging & Shipping*

Biaya dari kontainer untuk packaging produk dan pengirimannya.

Diestimasikan sekitar 0,5 - 2% dari perkiraan penjualan (Aries, 1955).

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil besaran biaya} &= 1\% \cdot \text{Penjualan Produk} \\
 &= 1\% \cdot \text{Rp. } 592.215.622.286 \\
 &= \text{Rp. } 5.922.156.223
 \end{aligned}$$

- Rangkuman total *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Komponen	Biaya Rp
<i>Payroll Overhead</i>	2.668.500.000
<i>Laboratory</i>	2.668.500.000
<i>Plant Overhead</i>	8.895.000.000
<i>Packaging Shipping</i>	5.922.156.223
Total	20.154.156.223

iii. Fixed Manufacturing Cost

- Depresiasi

Anggaran yang disiapkan untuk modal pembelian alat atau bangunan baru untuk menggantikan unit produksi yang telah melewati masanya dan mengalami penurunan nilai. Diperkirakan besarnya sama dengan 8-10% dari *Fixed Capital Investment* (Aries, 1955).

Diambil besaran biaya = 10% . FCI

$$\begin{aligned}
 &= 10\% \cdot \text{Rp } 363.141.655.922,02 \\
 &= \text{Rp } 36.314.165.592
 \end{aligned}$$

- *Property Taxes*

Anggaran untuk pajak properti. Diperkirakan besarnya sama dengan 1-2% dari *Fixed Capital Investment* (Aries, 1955).

Diambil besaran biaya = 2% . FCI

$$\begin{aligned}
 &= 2\% \cdot \text{Rp. } 363.141.655.922,02 \\
 &= \text{Rp. } 7.262.833.118
 \end{aligned}$$

- *Insurance*

Anggaran yang asuransi. Diperkirakan besarnya sama dengan 1% dari *Fixed Capital Investment* (Aries, 1955).

Diambil besaran biaya = 1% . FCI

$$\begin{aligned} &= 1\% \cdot \text{Rp } 363.141.655.922,02 \\ &= \text{Rp } 3.631.416.559 \end{aligned}$$

- Rangkuman total *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

Komponen	Biaya Rp
Depresiasi	36.314.165.592
<i>Property Taxes</i>	7.262.833.118
<i>Insurance</i>	3.631.416.559
Total	47.208.415.270

- **Total Manufacturing Cost (TMC)**

Komponen	Biaya Rp
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	294.587.782.912
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	20.154.156.223
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	47.208.415.270
Total Manufacturing Cost	361.950.354.405

4. Menghitung Modal Kerja Industri (Working Capital)

a) *Raw Material Inventory*

Biaya yang dikeluarkan untuk penyediaan stok bahan baku yang diperlukan untuk proses produksi. Besarannya dikendalikan oleh laju komsumsi, nilai, ketersediaan, sumber, dan ketersediaan penyimpanan. Diperkirakan dengan lama stok 1 bulan dari pembelian (Aries, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Besaran biaya} &= \text{Rp. } 196.508.699.304 / \text{tahun} \\ &= \text{Rp. } 16.375.724.942 / \text{bulan} \end{aligned}$$

b) In Process Inventory

Biaya yang dikeluarkan untuk bahan baku yang diproses dalam alat produksi.

Besarnya diperkirakan 1,5 dari *Manufacturing Cost* (Aries, 1955)

$$\begin{aligned}\text{Besaran biaya} &= 150\% \times \text{Manufacturing Cost selama 1 bulan} \\ &= 150\% \times \text{Rp. } 361.950.354.405 / \text{tahun} \\ &= \text{Rp. } 542.925.531.607 / \text{tahun} \\ &= \text{Rp. } 45.243.794.301 / \text{bulan}\end{aligned}$$

c) Product Inventory

Biaya yang dikeluarkan untuk penyimpanan produk.

Besarnya diperkirakan setara dengan 1 bulan dari nilai produksi pada *Manufacturing Cost* (Aries, 1955)

$$\begin{aligned}\text{Besaran biaya} &= \text{Manufacturing Cost selama 1 bulan} \\ &= \text{Rp } 30.162.529.534 / \text{bulan}\end{aligned}$$

d) Available Cash

Dana yang dibutuhkan untuk pembayaran gaji, jasa, dan material.

Besarnya diperkirakan setara *Manufacturing Cost* selama 1 bulan. (Aries, 1955)

$$\begin{aligned}\text{Besaran biaya} &= \text{Manufacturing Cost selama 1 bulan} \\ &= \text{Rp } 30.162.529.534 / \text{bulan}\end{aligned}$$

e) Extended Credit

Biaya yang dikeluarkan pada suatu produk, apabila produk tersebut telah berada dipihak pembeli, namun perusahaan belum menerima hasil penjualan.

Besarnya diperkirakan setara dengan *Manufacturing Cost* selama 2 bulan. (Aries, 1955)

$$\begin{aligned}\text{Besaran biaya} &= 2 \times \text{Manufacturing Cost selama 1 bulan} \\ &= 2 \times \text{Rp } 30.162.529.534 / \text{bulan} \\ &= \text{Rp. } 60.325.059.067 / \text{bulan}\end{aligned}$$

Total Working Capital Investment (WCI)

Komponen	Biaya Rp
<i>Raw Material Inventory</i>	16.375.724.942
<i>In-Process Inventory</i>	45.243.794.301
<i>Product Inventory</i>	30.162.529.534
<i>Available Cash</i>	30.162.529.534
<i>Extended Credit</i>	60.325.059.067
Total Working Capital Investment	182.269.637.377

5. Menghitung Modal Total (Capital Investment)

Modal Total (*Capital Investments*) merupakan total dari biaya tetap dan modal kerja.

$$\begin{aligned}
 \text{Capital Investments} &= \text{Fixed Capital Invesment} + \text{Working Capital} \\
 &= \text{Rp } 363.141.655.922 + \text{ Rp } 182.269.637.377 \\
 &= \text{Rp } 545.411.293.299
 \end{aligned}$$

6. Menaksir Besar General Expense

General Expense adalah pengeluaran bersifat umum yang mencakup biaya administrasi, penjualan, penelitian, dan keuangan.

a) Administrasi

Biaya administrasi pada sebuah perusahaan berkaitan dengan pengeluaran seperti gaji manajemen, biaya hukum dan biaya audit yang terjadi atas semua tahap pengelolaan dari perusahaan.

Besarnya diperkirakan setara dengan 2-3% dari harga penjualan atau 3-6% dari *Manufacturing Cost*. (Aries, 1955)

$$\begin{aligned}
 \text{Besaran biaya} &= 4\% \cdot \text{Manufacturing Cost} \\
 &= 4\% \cdot \text{Rp } 361.950.354.405 \\
 &= \text{Rp. } 14.478.014.176
 \end{aligned}$$

b) Penjualan

Anggaran penjualan tergantung dari tipe produk, metode penjualan dan distribusi, pasar, dan iklan. Besarnya bervariasi mulai dari 2-30% dari penjualan atau 5-22% dari *Manufacturing Cost*. (Aries, 1955)

$$\begin{aligned}\text{Besaran biaya} &= 12\% \cdot \text{Manufacturing Cost} \\ &= 12\% \cdot \text{Rp } 361.950.354.405 \\ &= \text{Rp. } 36.195.035.440\end{aligned}$$

c) Penelitian

Industri kimia menghabiskan 2,5% dari penjualan untuk penelitian atau 3,5-8% dari *Manufacturing Cost*. (Aries, 1955)

$$\begin{aligned}\text{Besaran biaya} &= 7\% \cdot \text{Manufacturing Cost} \\ &= 7\% \cdot \text{Rp } 361.950.354.405 \\ &= \text{Rp. } 18.097.517.720\end{aligned}$$

d) Keuangan

Pengeluaran terkait keuangan diperkirakan sebesar 2-4% dari *Capital Investment*. (Aries, 1955)

$$\begin{aligned}\text{Besaran biaya} &= 3\% \cdot \text{Capital Investment} \\ &= 3\% \cdot \text{Rp } 545.411.293.299 \\ &= \text{Rp. } 16.362.338.799\end{aligned}$$

Total *General Expense* (GE)

Komponen	Biaya Rp
Administrasi	14.478.014.176
Penjualan	36.195.035.440
Penelitian	18.097.517.720
Keuangan	16.362.338.799
Total General Expense	85.132.906.136

7. Menaksir Total Biaya Produksi Total

$$\begin{aligned}\text{Total biaya produksi} &= \text{Total Manufacturing Cost} + \text{General expense} \\ &= \text{Rp } 361.950.354.405 + \text{Rp } 85.132.906.136 \\ &= \text{Rp } 447.083.260.541\end{aligned}$$

8. Menentukan Harga Jual

- a) Harga dasar produk utama (Disodium Fosfat Dihidrat) :

Kapasitas produksi per tahun = 20.000.000 kg

$$\begin{aligned}\text{Harga dasar} &= \frac{\text{Total biaya produksi}}{\text{Kapasitas produksi}} \\ &= \frac{\text{Rp. } 447.083.260.541/\text{tahun}}{20.000.000\text{kg/tahun}} \\ &= \text{Rp. } 22.354/\text{kg}\end{aligned}$$

- b) Harga jual pasaran :

Disodium Fosfat Dihidrat ($\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) = Rp. 26.849,85 /kg

Karbon Dioksida (CO_2) = Rp. 58.156,00 /kg

- c) Harga jual ditetapkan :

Disodium Fosfat Dihidrat ($\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)

Dengan mengambil keuntungan 16% :

$$\begin{aligned}\text{Harga jual} &= \text{Rp. } 22.179,00/\text{kg} \cdot (100\% + 16\%) \\ &= \text{Rp. } 26.000,00/\text{kg}\end{aligned}$$

Karbon Dioksida (CO_2)

Dijual dengan langsung disalurkan kepada calon pembeli.

Harga jual = Rp. 9.000 /kg

- d) Total Penjualan Tahunan (*Annual Sales*)

Disodium Fosfat Dihidrat ($\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)

$$\begin{aligned}&= \text{Rp. } 26.000,00/\text{kg} \cdot 20.000.000\text{ kg/tahun} \\ &= \text{Rp. } 520.000.000.000,00\end{aligned}$$

Karbon Dioksida (CO₂)

$$= \text{Rp. } 9.000,00 / \text{kg} \cdot 6.135.402 \text{ kg/tahun}$$

$$= \text{Rp. } 55.218.622.286,00$$

Total Penjualan = Rp. 575.218.622.286,00 /tahun

9. Melakukan Analisis Ekonomi

Total Penjualan (SA)	= Rp. 575.218.622.286 /tahun
Biaya Produksi	= Rp. 447.083.260.541 /tahun
Keuntungan sebelum pajak	= Rp. 128.135.361.746 /tahun
Pajak, 20% keuntungan	= Rp. 25.627.072.349 /tahun
Keuntungan setelah pajak	= Rp. 102.508.289.397 /tahun

10. Melakukan Analisis Kelayakan

Data dari perhitungan :

Fixed Cost, FA

<i>Depreciation</i>	36.314.165.592
<i>Property Taxes</i>	7.262.833.118
<i>Insurance</i>	3.631.416.559
<i>Fixed Cost</i>	47.208.415.270

Variable Cost, VA

<i>Raw Material</i>	196.508.699.304
<i>Packaging Shipping</i>	5.922.156.223
<i>Utilities</i>	39.829.996.904
<i>Royalty</i>	11.844.312.446
<i>Total Variabel Cost</i>	254.105.164.876

Regulated Cost, RA

<i>Labor</i>	17.790.000.000
<i>Payroll Overhead</i>	2.668.500.000
<i>Plant overhead</i>	8.895.000.000
<i>Supervise</i>	3.558.000.000
<i>Laboratory</i>	2.668.500.000
<i>General Expense</i>	85.132.906.136
<i>Maintenance</i>	21.788.499.355
<i>Plant Supplies</i>	3.268.274.903
<i>Total Regulated Cost</i>	145.769.680.394

Analisis ekonomi yang ditinjau :

a) *Return on Investment (ROI)*

Adalah besaran keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Dengan analisis ROI akan diketahui kapan modal akan dapat dikembalikan. (Aries, 1955)

Table 54. Minimum Acceptable Return on Fixed-capital Investment

Industry	Minimum acceptable return before taxes, %	
	Low risk	High risk
Industrial chemicals.....	11	44
Petroleum.....	16	39
Pulp and paper.....	18	40
Pharmaceuticals.....	24	56
Metals.....	8	24
Paints.....	21	44
Fermentation products.....	10	49

$$\text{ROI} = \frac{\text{Laba penjualan}}{\text{FCI}}$$

i. *ROI Sebelum Pajak*

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Rp. } 128.135.361.746$$

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp. } 363.141.655.922$$

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{128.135.361.746}{363.141.655.922} \\ &= 35,29\% \end{aligned}$$

ii. ROI Setelah Pajak

$$\begin{aligned} \text{Laba setelah pajak} &= \text{Rp. } 102.508.289.397 \\ \text{Fixed Capital Investment} &= \text{Rp. } 363.141.655.922 \\ \text{ROI} &= \frac{102.508.289.397}{363.141.655.922} \\ &= 28,23\% \end{aligned}$$

Tabel 54. Aries, 1955. Untuk Industri Kimia, pabrik dapat dikategorikan *low risk*.

b) *Pay Out Time* (POT)

-Adalah lama waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap (*Fixed Capital*) berdasarkan laba tahunan. (Aries, 1955)

Table 55. Maximum Acceptable Pay-out Time

Industry	Maximum acceptable pay-out time before taxes, years	
	Low risk	High risk
Industrial chemicals.....	5	2
Petroleum.....	4	2
Pulp and paper.....	4	2
Pharmaceuticals.....	3	2
Metals.....	6	3
Paints.....	3	2
Fermentation products.....	5	2

$$\text{POT} = \frac{\text{Investment}}{\text{Cash return}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Cash return} &= \text{Laba tahunan} + \text{depresiasi} \\ &= \text{Laba} + 0,1 \text{ Fixed Capital Investment} \end{aligned}$$

i. POT Sebelum Pajak

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Rp. } 128.135.361.746$$

Fixed Capital Investment = Rp. 363.141.655.922

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{FC}}{\text{Profit} + 0,1 \cdot \text{FC}} \\ &= \frac{363.141.655.922}{128.135.361.746 + 0,1 \cdot 363.141.655.922} \\ &= 2,20 \text{ tahun} \end{aligned}$$

ii. POT Setelah Pajak

Laba setelah pajak = Rp. 102.508.289.397

Fixed Capital Investment = Rp. 363.141.655.922

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{FC}}{\text{Profit} + 0,1 \cdot \text{FC}} \\ &= \frac{363.141.655.922}{102.508.289.397 + 0,1 \cdot 363.141.655.922} \\ &= 2,61 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Tabel 55. Aries, 1955. Untuk Industri Kimia, pabrik dapat dikategorikan *low risk*.

c) *Break Even Point (BEP)*

Adalah kondisi dimana pabrik tidak mendapat keuntungan dan tidak pula mendapat kerugian dari hasil penjualan sebagian produk dari kapasitas produksinya. (Aries, 1955)

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

Fa	47.208.415.270
Ra	145.769.680.394
Sa	575.218.622.286
Va	254.105.164.876

Hasil Kalkulasi :

$$BEP = 41,51\%$$

Besaran BEP yang dapat diterima = 40-60% (Aries, 1955).

d) Shut Down Point (SDP)

Adalah kondisi dimana apabila saat pabrik berproduksi ataupun tidak, lalu berhasil menjual sebagian kapasitas produksinya, pabrik hanya mampu mengembalikan *Fixed Capital Investment* (FCI).

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

Ra

145.769.680.394

Va

254.105.164.876

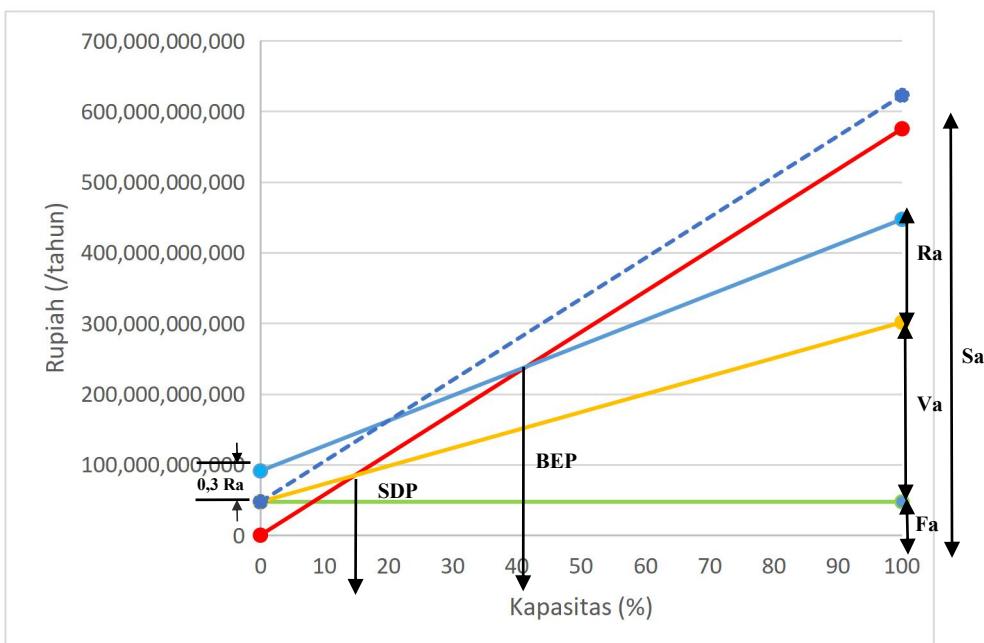
Sa

575.218.622.286

Hasil Kalkulasi :

$$SDP = 19,96\%$$

Grafik Break Even Point



e) *Discounted Cash Flow (DCF)*

Adalah besaran perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun. Didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik.

$$C \cdot \frac{(1+i)^n - 1}{i} = (FC + WC)(1+i)^n - SV - WC$$

Keterangan :

- n : Umur ekonomi pabrik (10 tahun)
- S : Nilai modal mendatang yang akan dikoreksi dengan : *Salvage Value* dan *Working Capital*.
- i : *Interest (Discounted Cash Flow)*
- FC : *Fixed Capital Investment*
- SV : *Salvage Value* (10% . FC)
- WC : *Working Capital*
- C : *Cash Flow* sesudah pajak
: Keuntungan sesudah pajak + Depresiasi + *Finance*

Diketahui :

- n = 10 tahun
- FC = Rp. 363.141.655.922
- SV = Rp. 36.314.165.592
- WC = Rp. 182.269.637.377
- C = Rp. 155.184.793.788

$$C \cdot \frac{(1+i)^n - 1}{i} = (FC + WC)(1+i)^n - SV - WC$$

Dengan melakukan trial terhadap nilai i :

Hasil trial, nilai *Discounted Cash Flow* = 26,80%

Nilai ruas kiri = Nilai ruas kanan

Hasil Kalkulasi :

$$\text{Rp. } 5.644.080.013.540 = \text{Rp. } 5.644.080.013.540$$

Nilai Suku Bunga Dasar Kredit 14,7% per tahun (www.bi.go.id) dan nilai premi resiko kredit investasi 1,27%.

Suku bunga Kredit : $14,7\% + 1,27\% = 15,97\%$.

Pabrik Disodium Fosfat Dihidrat dengan kapasitas 20.000 Ton/Tahun. Berdasarkan daripada perhitungan analisa dapat dikatakan pabrik beresiko rendah. Nilai interest pabrik yang lebih besar dibandingkan bunga bank ($26,80\% > 15,97\%$) menjadikan pabrik layak untuk didirikan.

Rangkuman Analisis Ekonomi :

Harga dasar Disodium Fosfat Dihidrat, /kg	22.179,00
Harga Jual Disodium Fosfat Dihidrat, /kg	26.000,00
Harga Jual Karbon Dioksida, /kg	9.000,00
Total Hasil Penjualan, /tahun	575.218.622.286,41
Keuntungan, /tahun	128.135.361.745,89
Keuntungan (+PPN), /tahun	102.508.289.396,71
ROI Sebelum Pajak	35,29%
ROI Setelah Pajak	28,23%
POT Sebelum Pajak	2,21
POT Setelah Pajak	2,62
<i>Break Even Point</i>	41,51%
<i>Shut Down Point</i>	19,96%
<i>Discounted Cash Flow</i>	26,81%