



TUGAS AKHIR - TM145502

**PERENCANAAN ULANG INSTALASI POMPA  
HEMIHYDRATE RECYCLE P-2302B PADA BAGIAN  
REACTION UNIT PRODUKSI PHOSPHORIC ACID,  
PABRIK III PT. PETROKIMIA GRESIK**

**WILDAN IMAM AL GHOZIE  
NRP. 2114 030 075**

**Dosen Pembimbing  
Dr.Ir.Heru Mirmanto,MT  
NIP. 19620216 199512 1 001**

**PROGRAM STUDI DIPLOMA III  
DEPARTEMEN TEKNIK MESIN INDUSTRI  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2017**



**TUGAS AKHIR - TM145502**

**PERENCANAAN ULANG INSTALASI POMPA  
HEMIHYDRATE RECYCLE P-2302B PADA BAGIAN  
REACTION UNIT PRODUKSI PHOSPHORIC ACID,  
PABRIK III PT. PETROKIMIA GRESIK**

**WILDAN IMAM AL GHOZIE  
NRP. 2114 030 075**

**Dosen Pembimbing  
Dr.Ir.Heru Mirmanto,MT  
NIP. 19620216 199512 1 001**

**PROGRAM STUDI DIPLOMA III  
DEPARTEMEN TEKNIK MESIN INDUSTRI  
FakultasVokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2017**



FINAL PROJECT - TM145502

**RE SELECTION INSTALATION OF P-2302B  
HEMIHYDRATE RECYCLE PUMP AT REACTION  
SECTION OF PHOSPHORIC ACID PRODUCTION  
UNIT, PLANT III PT. PETROKIMIA GRESIK**

**WILDAN IMAM AL GHOZIE  
NRP. 2114 030 075**

**Consellor Lecture  
Dr.Ir.Heru Mirmanto,MT  
NIP. 19620216 199512 1 001**

**STUDY PROGRAM DIPLOMA III  
INDUSTRIAL MECHANICAL ENGINEERING DEPARTMENT  
Faculty of Vocational  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya 2017**



**FINAL PROJECT - TM145502**

**RE SELECTION INSTALATION OF P-2302B  
HEMIHYDRATE RECYCLE PUMP AT REACTION  
SECTION OF PHOSPHORIC ACID PRODUCTION  
UNIT, PLANT III PT. PETROKIMIA GRESIK**

**WILDAN IMAM AL GHOZIE  
NRP. 2114 030 075**

**Consellor Lecture  
Dr.Ir.Heru Mirmanto,MT  
NIP. 19620216 199512 1 001**

**STUDY PROGRAM DIPLOMA III  
INDUSTRIAL MECHANICAL ENGINEERING DEPARTMENT  
Faculty of Vocational  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya 2017**

**PERENCANAAN ULANG INSTALASI POMPA  
HEMIHYDRATE RECYCLE P-2302B PADA  
BAGIAN REACTION UNIT PRODUKSI  
PHOSPHORIC ACID, PABRIK III PT.  
PETROKIMIA GRESIK**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Ahli Madya  
pada  
Bidang Studi Konversi Energi  
Program Studi Diploma III  
Departemen Teknik Mesin Industri  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
SURABAYA

Oleh :

**WILDAN IMAM AL GHOZIE**

NRP. 2114 030 075

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir :

Pembimbing



**SURABAYA  
JULI 2017**

**PERENCANAAN ULANG INSTALASI POMPA  
HEMIHYDRATE RECYCLE P-2302B PADA BAGIAN  
REACTION UNIT PRODUKSI PHOSPHORIC ACID,  
PABRIK III PT. PETROKIMIA GRESIK**

**Nama Mahasiswa** : Wildan Imam Al Ghozie  
**NRP** : 2114030075  
**Jurusan** : Teknik Mesin Industri FV-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Dr.Ir.Heru Mirmanto,MT

**Abstrak**

*PT. Petrokimia Gresik merupakan salah satu produsen pupuk terbesar di Indonesia. Pada Unit Produksi Phosporic Acid di Pabrik III PT. Petrokimia Gresik didesain untuk menghasilkan asam fosfat mencapai 172.450 ton per tahun dan digunakan untuk pembuatan pupuk TSP/SP-36 serta produk samping gypsum. Bahan baku yang digunakan pada pabrik ini adalah phosphate rock dan asam sulfat 98.5%.*

*Pada tugas akhir ini didapatkan perhitungan ulang instalasi dan pemilihan pompa yang sesuai untuk instalasi hemihydrate recycle pump P-2302B. Perhitungan head, NPSHa kapasitas, daya pompa dan pemilihan pompa dilakukan secara analitis dan numerik menggunakan software pipe flow experts.*

*Pada perhitungan ulang ini, didapatkan kapasitas untuk instalasi hemihydrate recycle pump dengan kapasitas maksimal = 770 m<sup>3</sup>/jam dengan head efektif instalasi (Heff) sebesar = 15,431 m, NPSHa sebesar = 3,101 m serta didapatkan daya motor sebesar = 83,525 kW. Sehingga dari hasil perhitungan - perhitungan tersebut dapat dipilih pompa sentrifugal single stage merk Warman Pump dengan type 12-10 F1AM GM V/L 5VCM HL.*

***Kata kunci; pompa hemihydrate recycle , kapasitas, head, daya***

**RE SELECTION INSTALATION OF P-2302B  
HEMIHYDRATE RECYCLE PUMP AT REACTION  
SECTION OF PHOSPHORIC ACID PRODUCTION UNIT,  
PLANT III PT. PETROKIMIA GRESIK**

**Student's Name** : Wildan Imam Al Ghozie  
**Student's Number** : 2114030075  
**Department** : Teknik Mesin Industri FV-ITS  
**Academic Advisor** : Dr.Ir.Heru Mirmanto,MT

**Abstract**

*PT. Petrokimia Gresik is one of the biggest fertilizer company in Indonesia. On the Phosphoric Acid Production Unit (factory III) was designed to generate phosphoric acid reached 172.450 tons per year and is used for making fertilizer TSP / SP-36 and byproduct gypsum. materials used at this plant are rock phosphate and sulfuric acid 98.5%.*

*In this Final Project, we've got the results of instalation's recalculation and pump selection which are the most suitable for hemihydrate recycle pump P-2302B instalation. Head, NPSHa, capacity, power and pump election calculation are manually calculated by the author and numerically calculated by Pipe Flow Experts software.*

*According to the recalculation, we've got the capacity for instalation's hemihydrate slurry pump with maximum capacity = 770 m<sup>3</sup>/hour, Heff = 15,431 m, NPSHa = 3,101 m and motor power = 83,525 kW. With this results, the best choice is single stage centrifugal pump of Warman Pump type 12-10 FIAM GM V/L 5VCM HL.*

***Keywords; hemihydrate slurry pump, capacity, head, power***

## KATA PENGANTAR

Puji syukur Saya panjatkan kehadirat Allah SWT, serta tak lupa sholawat dan salam saya ucapkan kepada Rasulullah Muhammad SAW, serta para sahabatnya. Berkat rahmat dan karunia Allah SWT sehingga, penulis buku ini dapat menyelesaikan seluruh pengerjaan tugas akhir dengan judul:

### **PERENCANAAN ULANG INSTALASI POMPA HEMIHYDRATE RECYCLE P-2302B PADA BAGIAN REACTION UNIT PRODUKSI PHOSPHORIC ACID, PABRIK III PT. PETROKIMIA GRESIK**

Penyelesaian tugas akhir ini merupakan syarat akademis yang harus ditempuh di Program Studi D3 Teknik Mesin DTMI Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Banyak dorongan dan bantuan yang penulis dapatkan selama Penyusunan Tugas Akhir ini sehingga terselesaikannya dengan beberapa kekurangan dan kelebihannya. Pada kesempatan kali ini pekenankanlah penyusun menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Ir. Heru Mirmanto, MT. Selaku Dosen pembimbing yang telah dengan sabar dan telaten memberi bimbingan serta ilmu-ilmu yang bermanfaat sehingga terselesaikannya Tugas Akhir ini.
2. Bapak Dr. Ir. Heru Mirmanto, MT. Selaku kepala Departemen Teknik Mesin Industri FV-ITS yang telah banyak memberikan bantuan dalam proses pengajuan ijin dan sebagainya sampai terselesaikannya Tugas Akhir ini.
3. Bapak Ir. Suhariyanto, MSc. Selaku ketua dan koordinator Tugas Akhir Program Studi D3 Teknik Mesin DTMI FV-ITS yang telah banyak memberikan bantuan dalam proses pengajuan ijin dan sebagainya sampai terselesaikannya Tugas Akhir ini.
4. Bapak Ir. Eddy Widiyono, MSc. selaku dosen wali selama saya kuliah di jurusan D3 Teknik Mesin DTMI FV-ITS.



5. Bapak - Ibu Dosen penguji yang telah memberikan kritik dan saran dalam penyempurnaan dan pengembangan Tugas Akhir ini. Serta seluruh Dosen dan staf pengajar Program Studi D3 Teknik Mesin FV-ITS, yang telah memberikan ilmunya dan membantu semua selama duduk dibangku kuliah.
6. Mas Dito selaku pembimbing, serta seluruh karyawan PT. PETROKIMIA GRESIK atas bantuan dan kepercayaan yang diberikan.
7. Ibu, Bapak, Kakak, Adik serta seluruh keluarga penulis yang telah memberi dukungan moril dan materiil serta do'a yang tak pernah putus selama ini.
8. Teman-teman partner TA : Prima, Pamuji, Nani, Nisrina, Devina, Tika, Idzmi, Nadhifa dan teman partner studi lapangan (Imam Syafii)
9. Teman-teman D3MITS khususnya angkatan 2014 dan teman - teman D3MITS, terimakasih atas bantuan segalanya.

Semoga segala keikhlasan dan beribu kebaikan yang telah diberikan mendapatkan balasan yang terbaik dari Allah SWT.

Saya sebagai makhluk Allah SWT, manusia biasa, saya menyadari bahwasannya penulisan ini masih terdapat beberapa kesalahan, keterbatasan serta kekurangan. Oleh karena itu , saya mengharapkan kritik dan saran sebagai masukan untuk penulis dan kesempurnaan Tugas Akhir ini. Semoga dengan penulisan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membutuhkan.

Surabaya, Juli 2017

**Penulis**

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
LEMBAR PENGESAHAN .....	iii
ABSTRAK INDONESIA .....	iv
ABSTRAK INGGRIS .....	v
KATA PENGANTAR .....	vi
DAFTAR ISI .....	viii
DAFTAR GAMBAR .....	xii
DAFTAR TABEL .....	xiv
<b>BAB I PENDAHULUAN .....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Permasalahan .....	2
1.3 Batasan Masalah .....	2
1.4 Tujuan Penulisan .....	3
1.5 Manfaat Penulisan .....	3
1.6 Sistematika Penulisan .....	3
<b>BAB II DASAR TEORI .....</b>	<b>5</b>
2.1 Unit Produksi <i>Phosphoric Acid (PA)</i> .....	5
2.1.1 <i>Hemihydrate Recycle Pump</i> .....	6
2.2 Tinjauan Umum Pompa .....	6
2.3 Klasifikasi Pompa .....	6
2.3.1 <i>Positive Displacement Pump</i> .....	7
2.3.2 <i>Pompa Non Positive Displacement</i> .....	9
2.4 Pompa Sentrifugal .....	10
2.4.1 <i>Komponen Pompa Sentrifugal</i> .....	10
2.4.2 <i>Prinsip Kerja Pompa Sentrifugal</i> .....	12
2.5 Jenis Aliran Fluida .....	14
2.5.1 <i>Aliran Viscous</i> .....	15
2.5.2 <i>Aliran Laminar dan Turbulen</i> .....	15
2.5.3 <i>Aliran Internal</i> .....	16
2.5.4 <i>Aliran Compressible dan Inkompresibel</i> .....	17

2.6 Persamaan Kontinuitas .....	18
2.7 Hukum Pertama Termodinamika.....	20
2.8 Tinggi – Tekan ( <i>Head</i> ) .....	22
2.8.1 <i>Head</i> Potensial.....	22
2.8.2 <i>Head</i> Kecepatan/Kinetik.....	22
2.8.3 <i>Head</i> Tekanan.....	22
2.9 Persamaan Bernoulli.....	23
2.10 <i>Head</i> Efektif Instalasi Pompa.....	26
2.10.1 <i>Head</i> Statis .....	27
2.10.1.1 <i>Head</i> Tekanan ( <i>Pressure Head</i> ).....	28
2.10.1.2 <i>Head</i> Ketinggian ( <i>Elevation Head</i> ).....	28
2.10.2 <i>Head</i> Dinamis.....	30
2.10.2.1 <i>Velocity Head</i> .....	30
2.10.2.2 Total Kerugian Tinggi-Tekan ( <i>Head Loss Total</i> )... 30	
2.10.2.2.1 <i>Head Loss Mayor</i> .....	31
2.10.2.2.2 <i>Head Loss Minor</i> .....	33
2.11 <i>Net Positive Suction Head</i> (NPSH) .....	34
2.11.1 <i>Net Positive Suction Head Available</i> (NPSH <sub>A</sub> ).....	35
2.11.2 <i>Net Positive Suction Head Required</i> (NPSH <sub>R</sub> ).....	35
2.12 Kurva Karakteristik Pompa .....	35
2.12.1 Karakteristik Utama .....	36
2.12.2 Karakteristik Kerja .....	36
2.12.3 Karakteristik Universal.....	37
2.12.4 Titik Operasi Pompa.....	38
2.13 Pemilihan Pompa Berdasarkan Perhitungan Head dan Kapasitas .....	38
2.14 Daya Penggerak .....	39
2.14.1 Daya Pompa / Daya Fluida (WHP) .....	39
2.14.2 Penentuan Putaran Spesifik dan Bentuk Impeller .....	40
2.14.3 Daya Poros ( $P_{\text{shaft}}$ ).....	40
2.14.4 Nominal Penggerak Mula.....	41
2.15 Koreksi Performansi Zat Cair Kental .....	42
2.16 Sistem Perpipaan .....	44
2.16.1 Material Pipa .....	44
2.16.2 Kode dan Standar Pipa .....	45

2.17 Software Pipe Flow Expert.....	45
<b>BAB III METODOLOGI.....</b>	<b>47</b>
3.1 Data-Data Hasil Survey .....	47
3.1.1 Data Pompa .....	47
3.1.2 Data Fluida .....	47
3.1.3 Data Pipa .....	48
3.1.4 Data Eksisting <i>Suction Pipeline</i> .....	49
3.1.5 Data Eksisting <i>Discharge Pipeline</i> .....	50
3.2 Persiapan Awal.....	51
3.3 Pengambilan Data.....	51
3.4 Menentukan Batas Kecepatan Fluida .....	51
3.5 Perhitungan.....	52
3.6 Pemilihan Pompa.....	52
3.7 Kesimpulan.....	52
3.8 Urutan Pengerjaan menggunakan Flow Chart.....	53
3.8.1 Diagram Alir Perhitungan Manual .....	53
3.8.2 Diagram Alir Pemograman Pipe Flow Expert .....	55
<b>BAB IV PERHITUNGAN .....</b>	<b>57</b>
4.1 Umum.....	57
4.2 Perencanaan Sistem Distribusi <i>Hemihydrate Slurry</i> .....	57
4.2.1 Kebutuhan <i>Hemihydrate Slurry</i> .....	57
4.2.2 Perhitungan Sistem Distribusi Hemihydrate Slurry Sesuai Kondisi di Lapangan .....	57
4.2.2.1 Perhitungan Diameter Instalasi Perpipaian .....	57
4.2.2.1.1 Perhitungan Kecepatan Aliran pada Pipa <i>Suction</i> ...	58
4.2.2.1.2 Perhitungan Kecepatan Aliran pada Pipa <i>Discharge</i> .....	59
4.2.3 Perhitungan <i>Head</i> Efektif Instalasi .....	60
4.2.3.1 Perhitungan <i>Head</i> Statis .....	61
4.2.3.2 Perhitungan <i>Head</i> Dinamis.....	62
4.2.3.3 Perhitungan <i>Head Loss</i> Instalasi.....	62
4.2.3.3.1 Perhitungan <i>Head Loss</i> Mayor pada Pipa <i>Suction</i> ...	62
4.2.3.3.2 Perhitungan <i>Head Loss</i> Mayor pada Pipa	

<i>Discharge</i> .....	65
4.2.3.3.3 Perhitungan <i>Head Loss</i> Minor pada Pipa <i>Suction</i> ....	67
4.2.3.3.4 Perhitungan <i>Head Loss</i> Minor pada Pipa <i>Discharge</i> .....	69
4.3 Head Efektif Instalasi Pompa.....	72
4.4 Net Positive Suction Head Available (NPSH <sub>A</sub> ).....	73
4.5 Perhitungan Daya Fluida / <i>Water Horse Power</i> (WHP).....	74
4.6 Perhitungan Daya Poros (P <sub>shaft</sub> ).....	74
4.7 Perhitungan Daya Motor.....	76
4.8 Pemilihan Pompa Berdasarkan Perhitungan <i>Head</i> dan Kapasitas.....	78
4.9 Putaran Spesifik Pompa (n <sub>s</sub> ).....	79
4.10 Koreksi Performansi Untuk Zat Cair Kental.....	80
4.11 Kurva Karakteristik Pompa.....	82
4.12 Perhitungan Menggunakan Pemodelan Numerik.....	84
4.13 Perbandingan <i>Head</i> Efektif Teoritis (H <sub>eff</sub> ) dengan <i>Head</i> Efektif Numerik (H <sub>eff PFE</sub> ).....	86
<b>BAB V KESIMPULAN</b> .....	<b>87</b>
5.1 Kesimpulan.....	87
5.2 Saran.....	87
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	<b>89</b>
<b>LAMPIRAN</b>	
<b>BIODATA PENULIS</b>	

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Klasifikasi pompa.....	7
Gambar 2.2 Klasifikasi <i>Pompa Positive Displacement</i> .....	8
Gambar 2.3 Klasifikasi Pompa <i>Non Positive Displacement</i> .....	9
Gambar 2.4 Bagian Pompa Sentrifugal.....	10
Gambar 2.5 Bagian aliran fluida di dalam pompa sentrifugal.....	13
Gambar 2.6 Klasifikasi jenis fluida.....	14
Gambar 2.7 Profil kecepatan aliran memasuki pipa.....	16
Gambar 2.8 Persamaan kontinuitas dengan volume atur.....	20
Gambar 2.9 Metode Mengukur <i>Head</i> .....	23
Gambar 2.10 Kontrol volume dan koordiant untuk analisis Aliran energi yang melewati <i>elbow 90°</i> .....	23
Gambar 2.11 <i>Head</i> efektif instalasi.....	27
Gambar 2.12 Instalasi <i>suction lift</i> .....	29
Gambar 2.13 Instalasi <i>suction head</i> .....	29
Gambar 2.14 <i>Moody Diagram</i> .....	33
Gambar 2.15 Karakteristik utama.....	36
Gambar 2.16 Karakteristik kerja.....	37
Gambar 2.17 Karakteristik universal.....	37
Gambar 2.18 Titik operasi pompa.....	38
Gambar 2.19 Daerah kerja beberapa jenis konstruksi pompa.....	39
Gambar 2.20 Putaran spesifik dan bentuk <i>impeller</i> .....	40
Gambar 2.21 Efisiensi standar pompa.....	41
Gambar 2.22 Diagram koreksi untuk pompa minyak Berkapasitas besar .....	43
Gambar 2.23 <i>Pipe Flow Expert</i> .....	46
Gambar 3.1 Skema <i>suction pipeline</i> .....	49
Gambar 3.2 Skeam <i>discharge pipeline</i> .....	50
Gambar 3.3 Diagram alir perhitungan manual.....	54
Gambar 3.4 Diagram alir pemrograman pipe flow expert.....	55
Gambar 4.1 Skema <i>suction head</i> pompa.....	61
Gambar 4.2 Grafik Efisiensi Pompa Terhadap Putaran Spesifik dan Kapasitas.....	76
Gambar 4.3 Grafik Pemilihan Pompa Grafik Pemilihan Pompa Berdasarkan Nilai Head dan Kapasitas.....	78
Gambar 4.4 Harga putaran spesifik.....	79

Gambar 4.5 Diagram koreksi untuk pompa minyak Berkapasitas besar.....	81
Gambar 4.6 Kurva karakteristik Kerja Hemihydrate Recycle Pump.....	82
Gambar 4.7 Instalasi perpipaan <i>Hemihydrate Recycle Pump</i> dengan menggunakan <i>software pipe flow expert</i> .....	84
Gambar 4.8 Instalasi pompa setelah di <i>calculate</i> .....	85
Gambar 4.9 Hasil setelah di- <i>calculate</i> .....	85
Gambar 4.10 Grafik Pompa setelah di- <i>calculate</i> .....	86

## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Nilai koefisien (k) berbagai jenis <i>fitting</i> .....	34
Tabel 2.2 Faktor cadangan.....	42
Tabel 2.3 Efisiensi transmisi.....	42
Tabel 3.1 <i>Fitting</i> dan nilai K pada pipa kondisi eksisting.....	48
Tabel 3.2 Tabel <i>recommended velocities of fluids in pipeline</i> ..	52
Tabel 4.1 Tabel <i>recommended velocities of fluids in pipeline</i> ...	58
Tabel 4.2 Tabel <i>Iterasi Coolbrook pada MS Excel Pipa Suction</i> .....	64
Tabel 4.2 Tabel <i>Iterasi Coolbrook pada MS Excel Pipa Discharge</i> .....	67
Tabel 4.3 Faktor cadangan.....	77
Tabel 4.4 Efisiensi transmisi.....	77



# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

PT Petrokimia Gresik merupakan anak perusahaan dari PT Pupuk Indonesia Holding Company (Persero) yang merupakan BUMN. Produk utama dari PT Petrokimia Gresik adalah pupuk nitrogen (ZA dan urea), pupuk fosfat (TSP, SP 36, dan DAP) dan pupuk majemuk (NPK dengan merek dagang Phonska) serta bahan-bahan kimia lainnya seperti CO<sub>2</sub> cair dan padat (*dry ice*), amonia, asam sulfat, asam fosfat, O<sub>2</sub>, dan N<sub>2</sub> cair.

Pompa pada suatu industri memiliki peranan yang sangat penting, dimana pompa merupakan salah satu pesawat atau peralatan yang digunakan untuk memindahkan fluida atau cairan dari suatu tempat ke tempat lain yang mempunyai perbedaan tekanan atau perbedaan peletakan posisi tertentu. Misalnya pada Unit Produksi Phosphoric Acid (Pabrik III) – PT. Petrokimia Gresik, terdapat banyak sekali jenis pompa yang digunakan, salah satunya adalah pompa yang digunakan adalah Hemihydrate Recycle pump jenis Centrifugal Pump. Hemihydrate recycle pump ini digunakan untuk mensirkulasikan *hemihydrate slurry* ke dalam premixer (R-2301) dari pump tank (R-2304). Pompa yang digunakan untuk mengalirkan hemihydrate slurry ini memiliki spesifikasi yang berbeda dengan pompa air, Sehingga diperlukan pemilihan jenis pompa secara spesifik untuk memenuhi kebutuhan proses produksi. Pompa ini di desain untuk dapat mentransfer hemihydrate slurry menuju ke dalam sistem dan mengatasi tahanan hidrolis yang ada melalui suatu sistem perpipaan.

Efektifitas dan efisiensi merupakan hal yang terpenting dalam PT. Petrokimia Gresik sehingga untuk mengetahui apakah pompa *hemihydrate recycle* yang digunakan telah sesuai, perlu untuk dilakukan perhitungan ulang dan analisa pada sistem perpipaan *hemihydrate recycle* yang sudah ada dengan memperhatikan faktor – faktor yang berpengaruh pada aliran air dari instalasi pipa agar fluida yang di distribusikan tersebut dapat

mengalir ke seluruh instalasi pipa sampai ke tempat yang diinginkan sesuai dengan kapasitas dan tekanan yang dibutuhkan.

## 1.2 Permasalahan

Pada instalasi Hemihydrate recycle pump di Unit Produksi Phosphoric Acid (Pabrik III) – Petrokimia Gresik digunakan dua buah pompa sentrifugal Single Stage, namun hanya satu pompa saja yang dioperasikan dan pompa satunya tidak dioperasikan (stand by). Dalam kenyataan di lapangan, hal-hal yang sering terjadi pada perencanaan instalasi pipa adalah tidak diketahuinya laju aliran dan kerugian-kerugian tekanan yang terjadi pada setiap pipa. Oleh karena itu, dalam tugas akhir ini penulis ingin mempelajari perencanaan ulang instalasi Hemihydrate recycle pump pada Unit Produksi Phosphoric Acid (Pabrik III) – Petrokimia Gresik. Hal ini terkait dengan bagaimana head efektif instalasi, kapasitas, daya serta pemilihan pompa yang digunakan.

## 1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah yang digunakan dalam penulisan tugas akhir ini antara lain sebagai berikut :

1. Pembahasan hanya pada instalasi pompa *hemihydrate recycle* (P 2302B) pada *reaction section* unit produksi *phosporic acid* Pabrik III – PT. Petrokimia Gresik.
2. Fluida kerja dalam proses adalah *hemihydrate slurry* dengan suhu konstan 105°C.
3. Kapasitas yang dihasilkan setiap pompa *hemihydrate slurry* ( $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$ ) adalah 770 m<sup>3</sup>/jam.
4. Kondisi *steady state*, aliran *incompressible*.
5. Perpindahan panas selama proses pemompaan diabaikan
6. Pembahasan membandingkan antara perhitungan Analitis dan perhitungan numerik menggunakan *Software Pipe Flow Experts*.

#### **1.4 Tujuan Penulisan**

Tujuan dari penulisan tugas akhir ini adalah:

- a. Perencanaan ulang instalasi pompa yang di dalamnya menyangkut pemilihan diameter pipa dan jenis pipa sesuai dengan kecepatan aliran yang diijinkan
- b. Menghitung *head* efektif instalasi pompa.
- c. Pemilihan pompa beserta daya yang dibutuhkan.
- d. Analisis perhitungan menggunakan perhitungan manual dan dibandingkan dengan perhitungan numerik menggunakan *software pipe flow expert*.

#### **1.5 Manfaat Penulisan**

Dengan dilakukannya pemilihan pompa *hemihydrate slurry* ini diharapkan :

- a. Didapatkan jenis pompa yang sesuai dengan keperluan operasi instalasi *hemihydrate recycle pump* pada *reaction section* unit produksi *phosphoric acid* Pabrik III – PT. Petrokimia Gresik.
- b. Menambah pengetahuan bagi penulis dan pembaca tugas akhir ini tentang pompa sentrifugal.
- c. Menambah perbendaharaan tugas akhir mengenai pemilihan pompa sentrifugal.

#### **1.6 Sistematika Penulisan**

Adapun sistematika penulisan tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

#### **BAB I PENDAHULUAN**

Bab ini berisi tentang latar belakang penulisan, perumusan masalah yang dipilih, batasan permasalahan, tujuan penulisan, manfaat penulisan, dan sistematika penulisan.

#### **BAB II DASAR TEORI**

Bab ini memaparkan tentang persamaan-persamaan yang mendasari perumusan masalah, teori *internal*

*flow*, *head loss*, *head efektif* instalasi, kurva karakteristik pompa.

### BAB III METODOLOGI

Bab ini menjelaskan data-data yang diperoleh dari survey di lapangan dan diagram alir proses penulisan tugas akhir secara umum, perhitungan manual.

### BAB IV PERHITUNGAN

Bab ini memuat tentang perhitungan-perhitungan sistem perpipaan, *head loss*, *head efektif* instalasi, daya, efisiensi, dan pemilihan pompa.

### BAB V PENUTUP

Berisikan penarikan kesimpulan dan pemberian saran. Kesimpulan memuat pernyataan singkat dan tepat dari hasil perhitungan dan pembahasan. Saran memuat masukan-masukan yang bermanfaat dan sebagai tinjauan untuk perancangan atau perhitungan berikutnya.

### LAMPIRAN

## **BAB II**

### **DASAR TEORI**

#### **2.1 Unit Produksi Phosphoric Acid (PA)**

Unit Produksi Phosphoric Acid pada PT. Petrokimia Gresik adalah salah satu unit yang bekerja untuk menghasilkan asam fosfat sebagai bahan baku pembuatan pupuk. Unit Produksi Phosphoric Acid PT. Petrokimia Gresik didesain untuk menghasilkan asam fosfat mencapai 172.450 ton per tahun dan digunakan untuk pembuatan pupuk TSP/SP-36 serta produk samping gypsum. Bahan baku yang digunakan pada pabrik ini adalah phosphate rock dan asam sulfat 98.5%. Secara umum pabrik ini terdiri dari beberapa bagian, antara lain:

1. *Rock grinding unit*
2. *Reaction dan hemihydrate filtration*
3. *Conversion (hydration) dan dehydrate filtration*
4. *Fluorine recovery*
5. *Concentration unit*

Pertama-tama *Phosphate rock* akan masuk ke dalam unit *Rock Grinding* yang dilanjutkan dengan unit *reaction and hemihydrates filtration, dehydration and dehydrate filtration, fluorine recovery and concentration*. Pada unit *Rock Grinding* ukuran *Phosphate Rock* akan diperkecil dan dikurangi kadar airnya. Selanjutnya pada unit *reaction and hemihydrates filtration*, akan terjadi pereaksian antara batuan fosfat dengan asam sulfat untuk menghasilkan Kristal hemidhidrat yang kemudian akan dipisahkan antara Kristal hemihidrat dan asam fosfat yang terbentuk. Unit *dehydration and dehydrate filtration* berfungsi untuk mereaksikan *slurry hemihydrates* dengan asam sulfat encer (reaksi hidrasi) dan untuk mengambil Ptersisa didalam *cake dehydrate*. Berlanjut pada unit *fluorine recovery*, akan terjadi pembebasan gas buang dari kandungan flourin sebelum akhirnya diemisikan ke udara bebas, sedangkan untuk unit terakhir, *concentration*, akan terjadi pemekatan asam fosfat

dari unit filtrasi pertama sehingga dihasilkan asam fosfat dengan kadar 52-26% (desain).

### **2.1.1 Hemihydrate Recycle Pump**

*Hemihydrate recycle pump* atau pompa P2302 A/B adalah *centrifugal pump* yang merupakan equipment di PT. Petrokimia Gresik, dan terdapat di Unit *Produksi Phosphoric Acid* bagian *reaction* pada Pabrik III. Pompa P2302 A/B ini merupakan *centrifugal pump single stage*, yaitu terdiri dari satu *impeller* dan satu *casing*.

Pada pompa P2302 A/B ini mensirkulasikan larutan *Hemihydrate slurry* ( $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$ ) dari *pump tank* (R2304) menuju *premixer tank* (R2301).

## **2.2 Tinjauan Umum Pompa**

Pompa merupakan salah satu pesawat atau peralatan yang digunakan untuk memindahkan fluida atau cairan dari suatu tempat ke tempat lain yang mempunyai tekanan atau perbedaan peletakan posisi tertentu, sehingga tidak memungkinkan fluida tersebut untuk mengalir secara alami. Selain itu, pompa juga bertugas memberikan tekanan tertentu terhadap fluida, untuk maksud - maksud tertentu dalam suatu proses.

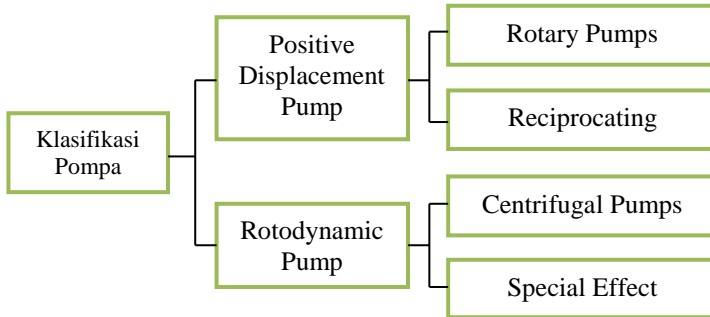
Dalam kerjanya, pompa menaikkan energi fluida atau cairan yang mengalir dari tempat bertekanan rendah ketempat yang bertekanan tinggi dan bersamaan dengan itu bisa mengatasi tekanan hidrolis sepanjang jalur perpipaan yang digunakan. Energi yang digunakan bisa dari motor listrik, motor bakar turbin uap, turbin gas maupun tenaga angin.

Dalam dunia industri, pompa merupakan sarana untuk mentransfer bahan mentah dan bahan setengah jadi. Ada juga pompa yang digunakan sebagai sarana sirkulasi fluida atau injeksi bahan adiktif untuk keperluan-keperluan proses produksi.

## **2.3 Klasifikasi Pompa**

Berdasarkan prinsip kerja dalam memindah cairan yang dipompakan, pompa dibagi menjadi dua kelompok berdasar

prinsip kerjanya, yaitu pompa *Positive Displacement* dan pompa *Non Positive Displacement*.



**Gambar 2.1** Klasifikasi Pompa

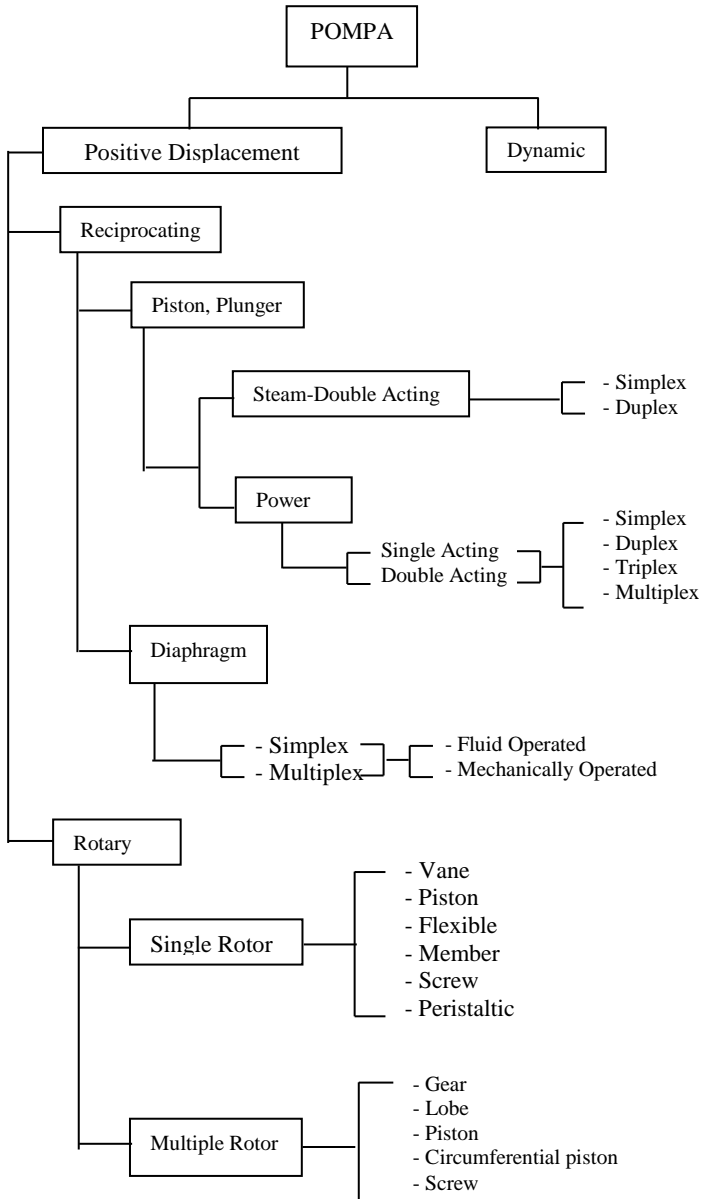
### **2.3.1 Positive Displacement Pump**

*Positive displacement pump* adalah salah satu jenis pompa dimana pemindahan cairan saat proses kerjanya disertai dengan perubahan volume ruang kerja pompa yang ditempati oleh cairan. Akibatnya, ada gesekan antara elemen yang bergerak. Saat elemen bergerak baik dengan berputar maupun dorongan, maka volume ruang kerja pada pompa akan berubah menjadi semakin kecil dan tekanan menjadi lebih besar, sehingga terjadi perpindahan zat cair dari tekanan tinggi ke tekanan rendah.

Adapun ciri-ciri dari pompa positive displacement adalah sebagai berikut :

1. *Head* yang dihasilkan relative lebih tinggi dengan debit atau kapasitas yang relatif lebih kecil.
2. Mampu beroperasi pada *suction* yang kering, sehingga tidak memerlukan proses *priming* pada awal operasi atau menjalankan pompa.

Berdasarkan gerakan elemen yang bergerak, pompa *positive displacement* dibagi menjadi dua, yaitu pompa *reciprocating* yang memiliki gerakan maju-mundur dan pompa *rotary* yang memiliki gerakan berputar. Berikut ini adalah klasifikasi atau jenis pompa positive displacement dan masing-masing contoh pompanya.

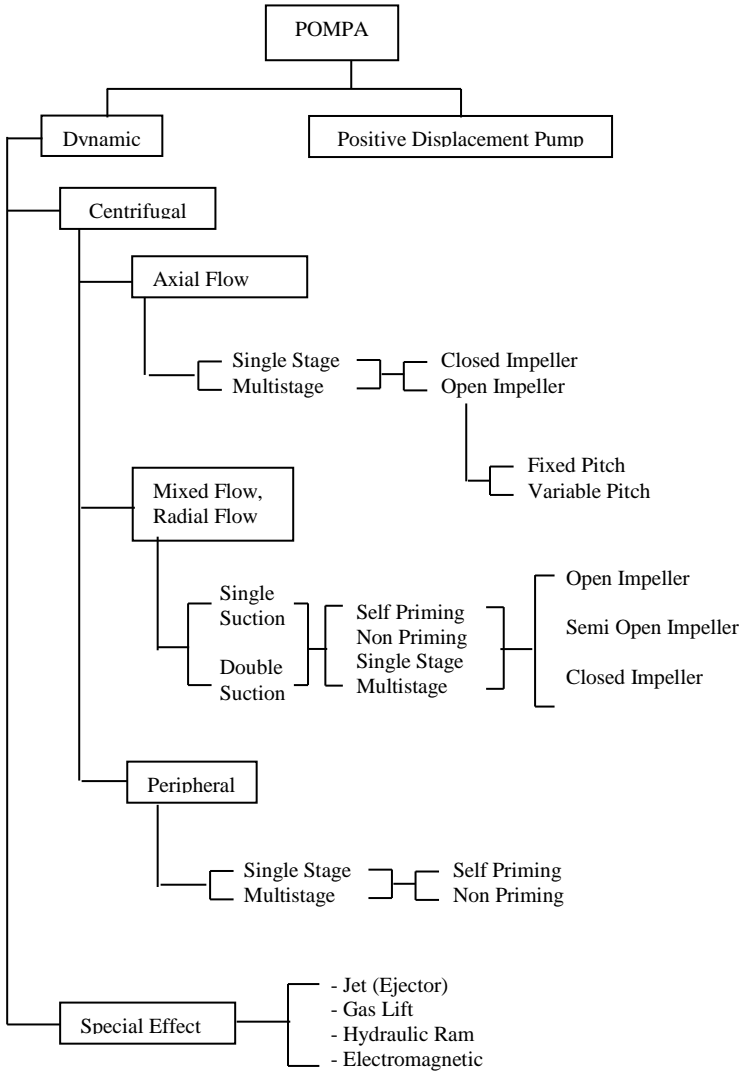


**Gambar 2.2** Klasifikasi Pompa *Positive Displacement*



### 2.3.2 Pompa *Non Positive Displacement*

Yang termasuk dalam jenis pompa *non positive displacement* adalah sebagai berikut.



**Gambar 2.3** Klasifikasi Pompa *Non Positive Displacement*

Pada pompa *non positive displacement*, perpindahan zat cair disebabkan oleh gaya sentrifugal yang dihasilkan oleh adanya gerakan dari sudu-sudu atau *impeller*. Pompa ini mempunyai prinsip kerja yaitu mengkonversi energi kinetik yang selanjutnya dirubah menjadi energi potensial.

Ciri-ciri pompa *non positive displacement* adalah sebagai berikut :

1. *Head* yang dihasilkan relatif rendah dengan debit cairan yang lebih tinggi.
2. Tidak mampu beroperasi pada *suction* yang kering. Oleh sebab itu pipa *suction* harus berisi air penuh dengan air sampai dengan *impeller* pompa.

Yang termasuk dalam jenis pompa *non positive displacement* adalah sebagai berikut.

## **2.4 Pompa Sentrifugal**

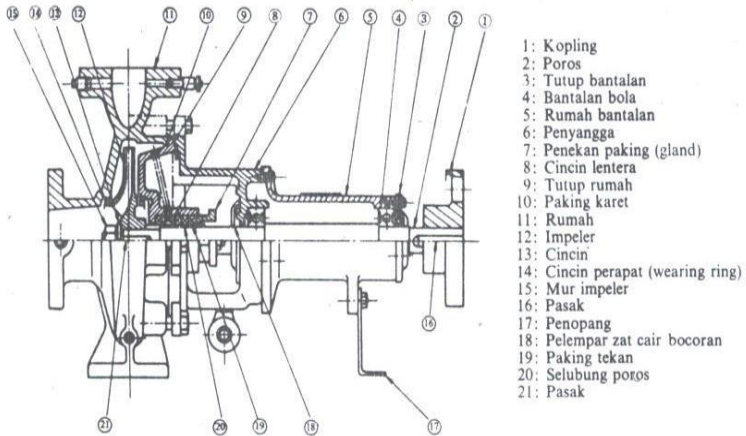
Pompa Sentrifugal adalah suatu pompa dengan piringan bersudu yang berputar untuk menaikkan momentum fluidanya. Prinsip kerjanya adalah dengan adanya putaran *impeller*, partikel-partikel fluida yang berada dalam *impeller* digerakkan dari *inlet suction* yang bertekanan vacuum ke *discharge* dengan tekanan atmosfer (atm). Gerakan ini menyebabkan tekanan yang ada dalam *inlet* terus menuju *casing* pompa selama fluida mengalir di dalam *impeller*. Partikel dipercepat dengan menaikkan tenaga kinetisnya. Energi kinetis ini dirubah menjadi energi potensial pada *casing*.

Berdasarkan arah alirannya, dibedakan menjadi tiga kelompok yaitu :

- a. Pompa aliran aksial (*Axial Flow*)
- b. Pompa aliran radial (*Radial Flow*)
- c. Pompa aliran gabungan (*Mixed Flow*)

### **2.4.1 Komponen Pompa Sentrifugal**

Pompa sentrifugal pada dasarnya terdiri dari satu *impeller* atau lebih dan dilengkapi dengan sudu-sudu yang dipasang pada satu poros yang berputar. *Impeller* tersebut diselubungi atau ditutupi dengan sebuah rumah (*casing*).



**Gambar 2.4** Bagian pompa sentrifugal

(Sumber : Sularso Tahara Haruo, *Pompa dan Kompresor Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan*, Cetakan Pertama Halaman 137)

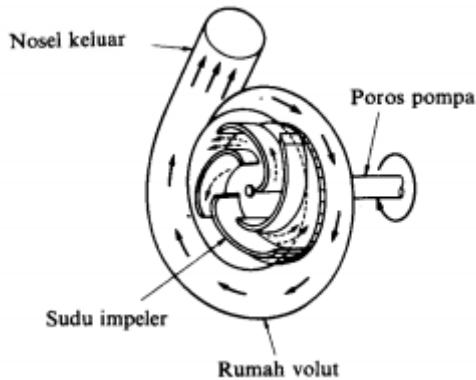
Pada umumnya, bagian pompa sentrifugal terdiri dari :

- *Impeller* : untuk mengubah energi mekanis dari pompa menjadi energi kecepatan pada cairan yang dipompakan secara kontinu, sehingga cairan pada sisi isap secara terus menerus akan masuk mengisi kekosongan akibat perbedaan tekanan antara *suction* dengan *discharge*, dan juga karena perpindahan dari cairan yang masuk sebelumnya.
- *Casing*, karena didalamnya terdapat rumah keong (*Volute Chamber*) yang merupakan tempat memberikan arah aliran dari *impeller* dan mengkonversikan energi kecepatan cairan menjadi energi dinamis (*single stage*).
- *Stuffing Box*, berfungsi untuk menerima kebocoran pada daerah dimana poros pompa menembus *casing*.
- *Packing*, digunakan untuk mencegah dan mengurangi bocoran cairan dari casing pompa melalui poros.
- *Shaft*, berfungsi untuk meneruskan momen punter dari penggerak selama beroperasi dan tempat kedudukan *impeller* dan bagian-bagian berputar lainnya.
- *Shaft Sleeve*, berfungsi untuk melindungi poros dari erosi, korosi dan keausan pada *stuffing box*.

- *Vane*, sudu *impeller* sebagai tempat berlalunya cairan pada *impeller*.
- *Eye of Impeller*, merupakan bagian sisi masuk pada arah isap *impeller*.
- *Casing wearing ring*, berfungsi untuk memperkecil kebocoran cairan yang melewati bagian depan *impeller* maupun bagian belakang *impeller*, dengan cara memperkecil celah antara *casing* dengan *impeller*.
- *Discharge Nozzle*, berfungsi untuk mengeluarkan cairan dari *impeller*. Di dalam *nozzle* ini sebagian *head* kecepatan aliran diubah menjadi *head* tekanan.

#### 2.4.2 Prinsip Kerja Pompa Sentrifugal

Pada Gambar 2.5, *impeller* digunakan untuk mengangkat atau melemparkan fluida atau zat cair dari *suction* menuju *discharge*. Daya dari motor diberikan kepada poros untuk memutar *impeller* yang ada di dalam *casing*. Fluida yang ada di dalam *impeller* akan terlempar ke atas akibat dari sudu yang berputar. Karena timbul gaya sentrifugal, maka zat cair mengalir dari tengah *impeller* ke luar melalui saluran diantara sudu-sudu. Disini *head* tekanan fluida akan menjadi lebih tinggi. Demikian pula *head* kecepatannya bertambah besar karena fluida mengalami percepatan. Fluida yang keluar dari *impeller* ditampung oleh saluran berbentuk *volute* di keliling *impeller* dan disalurkan ke luar pompa melalui *nozzle*. Di dalam *nozzle* ini sebagian *head* kecepatan aliran diubah menjadi *head* tekanan. Berikut ini adalah gambar yang menunjukkan aliran fluida yang melewati *impeller* dari pompa sentrifugal :



**Gambar 2.5** Bagian aliran fluida di dalam pompa sentrifugal  
 (Sumber : Sularso Tahara Haruo, *Pompa dan Kompresor Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan*, Cetakan Pertama Halaman 4)

Keuntungan Pompa Sentrifugal dibandingkan pompa *Reciprocating* diantaranya adalah :

1. Karena tidak menggunakan mekanisme katup, pompa ini dapat digunakan untuk memompa fluida yang mengandung pasir atau Lumpur.
2. Aliran yang dihasilkan lebih kontinu (*continue*) bila dibandingkan dengan pompa *reciprocating* yang alirannya tersendat-sendat (*intermittent*).
3. Harga pembelian murah dan mudah perawatannya.
4. Karena tidak terjadi gesekan antara *impeller* dan *casingnya* sehingga keausannya lebih kecil.
5. Pengoperasiannya, pada putaran tinggi dapat dihubungkan langsung dengan motor penggerak.
6. Karena ukurannya relatif kecil, maka bobotnya ringan dan pondasinya kecil.

Kerugian Pompa Sentrifugal dibandingkan Pompa *Reciprocating* adalah sebagai berikut.

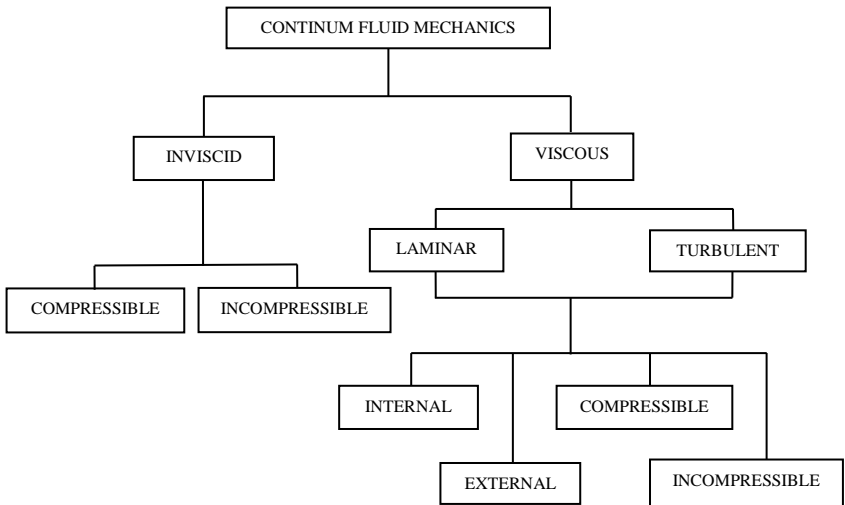
1. Untuk kapasitas kecil dan *head* yang besar, efisiensinya lebih kecil.

2. Agar pompa dapat bekerja lebih efisien, maka pompa harus bekerja pada titik kerjanya saja.
3. Untuk pompa dengan *head* yang tinggi dan kapasitas rendah sulit dibuat, terkecuali dibuat dengan tingkat yang lebih banyak (*multistage pump*)
4. memerlukan priming untuk menggerakkannya.

## 2.5 Jenis Aliran Fluida

Karena sulitnya menganalisa partikel cairan secara mikroskopis, maka dilakukan pendekatan secara makroskopis dengan anggapan sudah cukup memadai, ini berarti kita harus mengasumsikan *fluida* yang “*continuum*”, sebagai konsekuensinya bahwa seluruh *properties fluida* merupakan suatu fungsi dari kedudukan dan waktu.

Dengan adanya *properties fluida* ini, maka unjuk kerja pompa juga akan berpengaruh. Karena ada variasi dari bentuk aliran yang dihasilkan. Keberadaan bentuk aliran ini sangat menentukan di dalam perencanaan instalasi pompa.



**Gambar 2.6** Klasifikasi jenis fluida

(Fox and McDonalds, *Introduction to Fluid Mechanics 8<sup>th</sup> Edition*)

### 2.5.1 Aliran *Viscous*

Aliran *viscous* adalah jenis aliran fluida yang memiliki kekentalan atau *viscous* ( $\mu > 0$ ). Viskositas fluida sangat berpengaruh saat fluida mengalir di suatu plat datar ataupun pipa yang dapat menghasilkan tegangan geser di dinding saluran tersebut.

### 2.5.2 Aliran *Laminar* dan *Turbulen*

Aliran suatu *fluida* dibedakan menjadi dua tipe, yaitu aliran *laminar* dan aliran *turbulen*. Aliran dikatakan *laminar* bila partikel-partikel *fluida* yang bergerak secara teratur mengikuti lintasan yang sejajar pipa dan bergerak dengan kecepatan yang sama. Aliran ini terjadi bila kecepatan kecil dan kekentalan yang besar. Sedangkan aliran disebut *turbulen* bila tiap partikel *fluida* bergerak mengikuti lintasan sembarang di sepanjang pipa dan hanya gerakan rata-rata saja yang mengikuti sumbu pipa. Aliran ini terjadi apabila kecepatan besar dan kekentalan *fluida* yang kecil.

Kekentalan (*viskositas*) berpengaruh besar sehingga dapat meredam gangguan yang mengakibatkan aliran menjadi *turbulen*. Dengan berkurangnya kekentalan dan bertambahnya kecepatan aliran maka daya redam terhadap gangguan akan berkurang yang sampai pada batas tertentu akan menyebabkan terjadinya perubahan aliran dari *Laminar* menjadi *Turbulen*.

Koefisien gesekan untuk suatu pipa silindris merupakan *Bilangan Reynold (Re)*. Untuk menentukan tipe aliran apakah *laminar* atau *turbulen* dapat digunakan rumus dibawah ini :

$$Re = \frac{\bar{V}.D}{\nu} \quad (2.1)$$

Dimana :

$Re$  = bilangan *Reynold*

$\bar{V}$  = kecepatan aliran *fluida*(m/s)

$D$  = diameter dalam pipa (m)

$\nu$  = *viskositas kinematik* zat cair (m<sup>2</sup>/s)

Bila :  $Re \leq 2300$ , aliran bersifat *laminar*

$2300 \leq Re \leq 4000$ , aliran bersifat *transisi*

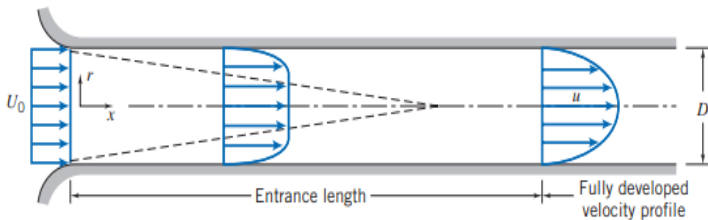
$Re \geq 4000$ , aliran bersifat *turbulen*

Aliran *transisi* merupakan dimana aliran dapat bersifat *laminar* atau *turbulen* tergantung dari kondisi pipa dan aliran.

### 2.5.3 Aliran *Internal*

Aliran *internal* adalah aliran dimana *fluida* yang mengalir yang dibatasi oleh suatu batasan atau *boundary* berupa benda *solid*, seperti aliran yang berada di dalam pipa.

Aliran *external* adalah aliran yang tidak dibatasi oleh suatu permukaan zat lainnya atau aliran yang melintasi suatu permukaan benda seperti plat. Batasan kontrol volume yang biasanya digunakan adalah hingga *fluida* yang melewati suatu benda *solid* (padat).



**Gambar 2.7** Profil kecepatan aliran memasuki pipa  
(Fox and McDonalds, *Introduction to Fluid Mechanics 8<sup>th</sup> Edition*)

Aliran yang masuk pada pipa adalah aliran *uniform* dengan kecepatan  $U_0$ . Karena aliran merupakan aliran *viscous*, maka pada dindingnya terjadi lapisan batas (*boundary layer*). Aliran *viscous* yang adadi dalam *boundary layer* tersebut pengaruh *viskositasnya* relatif besar, sehingga profil kecepatannya tidak *uniform* lagi seperti pada gambar 2.7.

Perubahan profil kecepatan dalam aliran ini memiliki batas tertentu. Apabila *boundary layer* tersebut bertemu pada satu titik, maka profil kecepatannya akan tetap. Aliran yang telah berkembang penuh ini dinamakan aliran *fully developed*. Jarak dari saat mula-mula aliran masuk sampai menjadi *fully developed* disebut dengan *Entrance Length*. Kecepatan aliran rata-rata yang terjadi adalah :



$\bar{V}$  ini tentunya harus bernilai sama dengan  $U_0$ . Jadi, nilai  $\bar{V} = U_0 = \text{konstan}$ . Panjang *entrance length* (L) untuk aliran *laminar* merupakan fungsi bilangan *reynold* :

$$\frac{L}{D} \cong 0,06 \frac{\rho \cdot \bar{V} \cdot D}{\mu}$$

Dimana :

$\bar{V} = \frac{Q}{A}$  adalah kecepatan rata-rata.

- Karena laju aliran (*flow rate*)  
 $Q = A \cdot \bar{V} = A \cdot U_0$  , dimana  $\bar{V} = U_0$

Untuk aliran *laminar* dalam pipa  $Re < 2300$ , maka *entrance length* (L) didapat:

$$L \cong 0,06 Re \cdot D \leq (0,06)(2300)D = 138D$$

(Ref: Fox and McDonald, *Introduction to Fluid Mechanics*)

Sedangkan untuk aliran *turbulen*, karena *boundary layer* muncul lebih cepat maka panjang *entrance length* akan menjadi lebih pendek yaitu  $\pm 25$  sampai 40 kali diameter pipa.

## 2.5.4 Aliran Compressible dan Inkompresibel

Aliran *compressible* adalah aliran yang apabila melewati suatu benda padat mengalami kenaikan atau penurunan temperatur, sehingga mempengaruhi massa jenis fluidanya ( $\rho = \text{density}$ ) secara signifikan dan tidak dapat diabaikan ( $\rho_1 \neq \rho_2$ ). Contoh fluidanya yaitu udara, gas alam, dll.

Aliran *Inkompresibel* adalah aliran yang melewati suatu benda padat dan apabila terjadi perubahan temperatur yang dapat berpengaruh pada *density* / massa jenis (P), hal ini dapat diabaikan karena perubahan *density* tidak secara signifikan contoh adalah fluida cair ( $\rho_1 = \rho_2$ )

Untuk dapat membedakan jenis aliran *compressible* atau *incompressible* tersebut, dapat dilakukan perhitungan dengan menggunakan persamaan bilangan *Mach* (M)

$$M = \frac{\bar{v}}{c}$$

Dimana :

M = bilangan Mach

$\bar{v}$  = Kecepatan rata-rata aliran

c = Kecepatan rambat bunyi lokal

Sehingga untuk *mach number* < 0.3 adalah aliran *Incompressible*. Sedangkan untuk mach number > 0,3 adalah aliran *compressible*.

## 2.6 Persamaan Kontinuitas

Suatu sistem dapat didefinisikan sebagai kumpulan yang massanya tidak berubah, sehingga prinsip kekekalan massa dapat ditulis secara sederhana, sebagai berikut :

$$\left( \frac{dM}{dt} \right)_{system} = 0$$

Dimana laju perubahan massa terhadap waktu adalah 0. Umumnya massa *system* ( $M_{sys}$ ) dapat dinyatakan sebagai berikut dengan pengintegralan meliputi seluruh volume sistem :

$$M_{sys} = \int_{M(sys)} dm = \int_{\forall(sys)} \rho \cdot d\forall$$

Hubungan persamaan antara sistem dan *control volume* dapat dinyatakan dengan persamaan sebagai berikut :

$$\left( \frac{dN}{dt} \right)_{system} = \frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} \eta \cdot \rho \cdot d\forall + \int_{CS} \eta \cdot \rho \cdot \bar{V} \cdot dA$$

Dimana,

$$N_{system} = \int_{M(system)} \eta \cdot dm + \int_{\forall(system)} \eta \cdot \forall$$

Untuk sebuah persamaan *control volume* dari konservasi, maka dapat ditulis dengan  $N=M$  dan  $\eta = 1$ . Sehingga bila disubstitusikan akan menjadi persamaan :

$$\left. \frac{\partial M}{\partial t} \right)_{\text{system}} = \frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} \rho \cdot dV + \int_{CS} \rho \cdot \bar{V} \cdot dA$$

Sehingga persamaan kontinuitas atau konversi massa, dapat ditulis sebagai berikut :

$$0 = \frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} \rho \cdot dV + \int_{CS} \rho \cdot \bar{V} \cdot dA$$

Dengan asumsi :

- Aliran fluida adalah inkompresibel
- Aliran fluida kerjanya adalah *steady state*

Sehingga persamaan di atas menjadi :

$$0 = \cancel{\frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} \rho \cdot dV} + \int_{CS} \rho \cdot \bar{V} \cdot dA$$

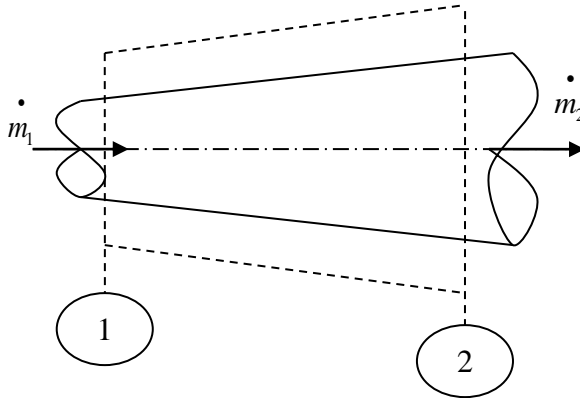
Menjadi,

$$0 = \int_{CS} \rho \cdot \bar{V} \cdot dA$$

Dengan mengintegrasikan persamaan di atas, maka di dapat persamaan kontinuitas sebagai berikut :

$$0 = -[\rho_1 \cdot \bar{V}_1 \cdot A_1] + [\rho_2 \cdot \bar{V}_2 \cdot A_2]$$

$$\begin{array}{c} \textit{Atau} \\ \bullet \qquad \bullet \\ \dot{m}_1 = \dot{m}_2 \end{array} \qquad (2.2)$$



**Gambar 2.8** Persamaan kontinuitas dengan volume atur

Dimana :

$\rho = \text{density (kg/m}^3\text{)}$

$V = \text{Kecepatan aliran fluida (m/s)}$

$A = \text{Luas penampang (m}^2\text{)}$

## 2.7 Hukum Pertama Termodinamika

Hukum pertama termodinamika menyatakan tentang kekekalan energi (*conservation of energy*). Persamaannya sebagai berikut :

$$(\dot{Q} - \dot{W}) = \left[ \frac{dE}{dt} \right]_{\text{system}} \quad (2.3)$$

Dimana energi total :

$$E_{\text{system}} = \int_{M(\text{system})} e \cdot dm = \int_{\nabla(\text{system})} e \cdot \rho \cdot d\forall$$

Dengan nilai dari energi dalam adalah :

$$e = u + \frac{\bar{V}^2}{2} + g \cdot z$$

Dengan  $\dot{Q}$  bernilai positif bila panas yang diberikan ke sistem dan sekelilingnya, sedangkan  $\dot{W}$  bernilai positif bila kerja diberikan dari sistem ke sekelilingnya. Hubungan antara sistem dan kontrol volume adalah :

$$\left[ \frac{dN}{dt} \right]_{system} = \frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} \eta \cdot \rho \cdot dV + \int_{CS} \eta \cdot \rho \cdot \bar{V} \cdot dA \quad (2.4)$$

$$\text{Dimana : } N_{system} = \int_{m(system)} \eta \cdot dm + \int_{V(system)} \eta \cdot \rho \cdot dV$$

Untuk menurunkan perumusan volume dari hukum pertama termodinamika  $\mathbf{N} = \mathbf{E}$  dan  $\mathbf{n} = \mathbf{e}$  sehingga diperoleh persamaan :

$$\left[ \frac{dN}{dt} \right]_{system} = \frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} e \cdot \rho \cdot dV + \int_{CS} e \cdot \rho \cdot \bar{V} \cdot dA$$

Pada saat  $t_0$  sistem berhimpit dengan kontrol volume sehingga,

$$(\dot{Q} - \dot{W})_{CS} = (\dot{Q} - \dot{W})_{CV}$$

Dari persamaan 2.3 Dan 2.4 Didapat :

$$(\dot{Q} - \dot{W}) = \frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} e \cdot \rho \cdot dV + \int_{CS} e \cdot \rho \cdot \bar{V} \cdot dA \quad (2.5)$$

Besarnya kerja pada volume atur dibagi menjadi empat kelompok, yaitu :

$$\dot{W} = \dot{W}_s + \dot{W}_{normal} + \dot{W}_{shear} + \dot{W}_{other}$$

Maka hukum pertama termodinamika menjadi :

$$(\dot{Q} - \dot{W}_s - \dot{W}_{normal} - \dot{W}_{shear} - \dot{W}_{other}) = \frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} e \cdot \rho \cdot dV + \int_{CS} e \cdot \rho \cdot \bar{V} \cdot dA \quad (2.6)$$

Dimana:

$\dot{W}_{shaft}$  = kerja persatuan waktu yang diakibatkan oleh tegangan poros

$\dot{W}_{normal}$  = kerja persatuan waktu yang ditimbulkan oleh tegangan normal

$\dot{W}_{shear}$  = kerja persatuan waktu yang diakibatkan oleh tegangan geser

$\dot{W}_{other}$  = kerja persatuan waktu yang diakibatkan oleh kelistrikan

## 2.8 Tinggi- Tekan (*Head*)

*Head* / tinggi tekan adalah ketinggian kolom *fluida* yang harus dicapai *fluida* untuk memperoleh jumlah energi yang sama dengan yang dikandung oleh satu satuan bobot *fluida* yang sama. *head* ini ada dalam tiga bentuk, yaitu :

### 2.8.1 *Head* Potensial

Didasarkan pada ketinggian *fluida* di atas bidang datar. Jadi suatu kolom *fluida* setinggi 1 meter mengandung jumlah energi yang disebabkan oleh posisinya dan dikatakan *fluida* tersebut memiliki *head* sebesar 2 meter kolom air (*Z*).

### 2.8.2 *Head* Kecepatan / Kinetik

Suatu ukuran energi kinetik yang dikandung satu satuan bobot *fluida* yang disebabkan oleh kecepatan dan dinyatakan

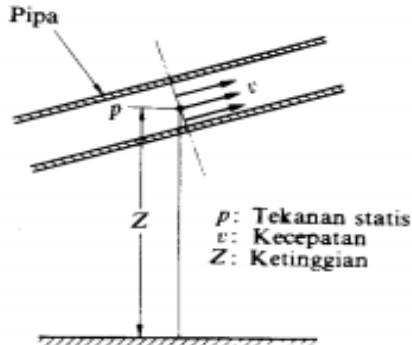
dengan persamaan  $\frac{\bar{V}^2}{2 \cdot g}$ .

### 2.8.3 *Head* Tekanan

Energi yang dikandung *fluida* akibat tekanannya yang

dinyatakan dengan persamaan  $\frac{P}{\gamma}$ .

Energi mekanik total adalah energi fluida yang memiliki kemampuan untuk melakukan kerja. Ketinggian ( $Z$ ) yang dimiliki aliran diukur dari bidang datar yang sudah ditentukan. Berikut ini adalah gambar yang memperjelas untuk tinggi tekan (*Head*) yang dimiliki aliran :

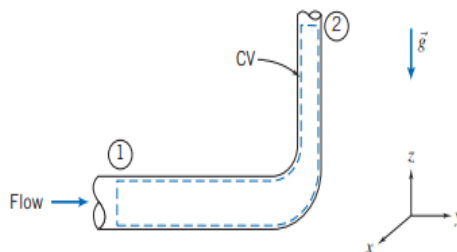


**Gambar 2.9** Metode Mengukur *Head*

(Sumber : Sularso Tahara Haruo, *Pompa dan Kompresor Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan, Cetakan Pertama Halaman 3*)

## 2.9 Persamaan Bernoulli

Persamaan ini didapat dari penurunan persamaan Hukum Termodinamika I (Persamaan 2.6)



**Gambar 2.10** Kontrol Volume dan koordinat untuk analisis aliran energi yang melewati elbow  $90^\circ$

(Sumber : Fox and McDonald, *Introduction to Fluid Mechanics*)

Untuk mengkaji energi yang hilang atau kerugian tinggi tekan yang terjadi pada aliran yang melalui pipa, digunakan persamaan energi, yaitu :

$$\dot{Q} - \dot{W}_s - \dot{W}_{normal} - \dot{W}_{shear} - \dot{W}_{other} = \frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} e \cdot \rho \cdot dV + \int_{CS} (e + Pv) \cdot \rho \cdot \bar{V} \cdot dA \quad (2.7)$$

Dimana :

$$e = u + \frac{\bar{V}^2}{2} + g \cdot z$$

Dengan asumsi :

1.  $\dot{W}_s = 0$  ,  $\dot{W}_{other} = 0$
2.  $\dot{W}_{shear} = 0$  ( meskipun terdapat tegangan geser pada dinding-dinding belokan, tetapi kecepatan pada dinding adalah nol )
3. *Steady Flow* ( $\nabla = 0$ )
4. *Incompressible*
5. Energi dalam dan tekanan pada tiap penampang *uniform*.

Dengan asumsi diatas, maka persamaan 2.7 menjadi :

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot (u_2 - u_1) + \dot{m} \left( \frac{P_2}{\rho} - \frac{P_1}{\rho} \right) + \dot{m} \cdot g \cdot (z_2 - z_1) + \left( \int_{A_2} \frac{\bar{V}_2^2}{2} \cdot \rho \cdot \bar{V}_2 \cdot dA_2 - \int_{A_1} \frac{\bar{V}_1^2}{2} \cdot \rho \cdot \bar{V}_1 \cdot dA_1 \right)$$

Karena aliran bersifat *viscous*, terlihat pada gambar bahwa kecepatan aliran pada penampang 1 dan 2 tidak *uniform*. Untuk menyelesaikannya, digunakan kecepatan rata-rata ke dalam persamaan energi. Untuk mengeliminasi tanda integral digunakan koefisien energi kinetik ( $\alpha$ ).

$$\dot{Q} - \dot{W}_{shafi} = \dot{m} \cdot (u_2 - u_1) + \dot{m} \left( \frac{P_2}{\rho} - \frac{P_1}{\rho} \right) + \dot{m} \cdot g \cdot (z_2 - z_1) + \dot{m} \left( \alpha_2 \frac{\bar{V}_2^2}{2} - \alpha_1 \frac{\bar{V}_1^2}{2} \right) \quad (2.8)$$



Dimana

$$\frac{\partial Q}{\partial t} = (u_2 - u_1) + \left( \frac{P_2}{\rho} - \frac{P_1}{\rho} \right) + (g \cdot z_2 - g \cdot z_1) + \left( \alpha_2 \frac{\bar{V}_2^2}{2} - \alpha_1 \frac{\bar{V}_1^2}{2} \right)$$

dan,  $u = h + P \cdot v$

$$(u_2 - u_1) - \frac{\partial Q}{\partial m} = H_{loss}$$

Maka persamaan 2.8 Menjadi :

$$\dot{Q} - \frac{W}{\dot{m} \cdot g} = \left( \frac{P_2}{\rho} + \alpha_2 \frac{\bar{V}_2^2}{2} + g \cdot z_2 \right) - \left( \frac{P_1}{\rho} + \alpha_1 \frac{\bar{V}_1^2}{2} + g \cdot z_1 \right) = (u_2 - u_1) - \frac{\partial Q}{\partial m} \quad (2.9)$$

Dimana :

$$(u_2 - u_1) - \frac{\partial Q}{\partial m} = \text{kerugian energi dalam karena energi}$$

panas yang timbul disebabkan oleh gesekan *fluida* cair dengan dinding saluran ( $H_{loss}$ ).

Bila persamaan 2.9 dikalikan dengan  $\frac{1}{g}$  maka persamaan

menjadi :

$$\left( \frac{P_2}{\gamma} + \alpha_2 \frac{\bar{V}_2^2}{2 \cdot g} + z_2 \right) - \left( \frac{P_1}{\gamma} + \alpha_1 \frac{\bar{V}_1^2}{2 \cdot g} + z_1 \right) = \text{Head} \quad (2.10)$$

Dengan asumsi aliran *uniform* pada tiap penampang, maka :

$$\alpha_2 = \alpha_1 = 0$$

Sehingga persamaan menjadi,

$$\text{Head} = \left( \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \right) + \left( \frac{\bar{V}_2^2 - \bar{V}_1^2}{2 \cdot g} \right) + (z_2 - z_1) \quad (2.11)$$

Untuk laluan yang aktual, tinggi - tekan tidak selalu bernilai konstan. Hal ini dikarenakan oleh rugi-rugi *turbulensi* yang dapat ditulis sebagai berikut :

$$Head = \left( \frac{P_1}{\gamma} + \frac{\bar{V}_1^2}{2 \cdot g} + z_1 \right) = \left( \frac{P_2}{\gamma} + \frac{\bar{V}_2^2}{2 \cdot g} + z_2 \right) + \sum H_{LT} \quad (2.12)$$

Dimana :

$P_1$  = tekanan pada kondisi awal (*suction*)

$P_2$  = tekanan pada kondisi akhir (*discharge*)

$\bar{V}_1$  = kecepatan pada kondisi awal (*suction*)

$\bar{V}_2$  = kecepatan pada kondisi akhir (*discharge*)

$\sum H_{LT}$  = jumlah *Head loss total*

Energi total yang diberi tanda H sama dengan ketinggian tinggi tekan , atau :

$$\left( \frac{P}{\gamma} + \frac{\bar{V}^2}{2 \cdot g} + z \right) = H$$

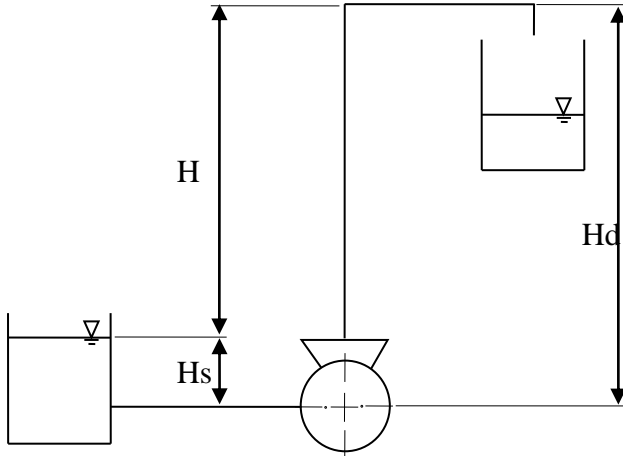
Karena energi tidak dapat muncul atau hilang begitu saja, H adalah konstan (dengan mengabaikan rugi-rugi). Persamaan ini disebut dengan persamaan *Bernoulli*.

## 2.10 *Head* Efektif Instalasi Pompa

Merupakan besarnya *head* yang harus diatasi oleh pompa dari seluruh komponen yang ada, diantaranya adalah karena perbedaan tekanan, perbedaan kecepatan, perbedaan kerugian (kerugian mekanis, volumetris, dinamis dan kerugian listrik). Persamaan *head* instalasi sebagai berikut :

$$H_{eff} = \sum H_{st} + \sum H_{din}$$

$$H_{eff} = \left( \left( \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \right) + (H_d - H_s) \right) + \left( \left( \frac{\bar{V}_d^2 - \bar{V}_s^2}{2 \cdot g} \right) + \sum H_{LT} \right) \quad (2.13)$$



**Gambar 2.11** Head efektif instalasi

### 2.10.1 Head Statis

Adalah perbedaan tinggi permukaan fluida pada bagian hisap dengan bagian tekan. *Head statis* tidak dipengaruhi oleh debit, hanya pada perbedaan tekanan dan ketinggian.

$$\sum H_{st} = \left( \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \right) + (H_d - H_s) \quad (2.14)$$

Dimana :

$H_{st}$  = Head Statis total (m)

$P_1$  = tekanan pada kondisi *suction* (Pa)

$P_2$  = tekanan pada kondisi *discharge* (Pa)

$\gamma$  = berat jenis *fluida*  $\left( \frac{N}{m^3} \right)$

$H_d$  = jarak / ketinggian sisi *discharge* (m)

$H_s$  = jarak / ketinggian sisi *suction* (m)

➤ *Head statis* terdiri dari :

### 2.10.1.1 *Head tekanan (Pressure Head)*

Merupakan energi yang terdapat di dalam *fluida* akibat perbedaan tekanan antara *discharge reservoir* dan *suction reservoir*.

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \quad (2.15)$$

Dimana :

$H_p$  = *Head statis* total (m)

$P_1$  = tekanan pada kondisi *suction* (Pa)

$P_2$  = tekanan pada kondisi *discharge* (Pa)

$\gamma$  = berat jenis *fluida*  $\left( \frac{N}{m^3} \right)$

### 2.10.1.2 *Head ketinggian (Elevation Head)*

Merupakan perbedaan ketinggian dari permukaan *fluida* pada sisi *discharge reservoir* dan *suction reservoir* dengan acuan garis sumbu tengah pompa.

$$H_z = H_d - H_s \quad (2.16)$$

Dimana :

$H_z$  = *Head elevasi* (m)

$H_d$  = jarak / ketinggian sisi *discharge* (m)

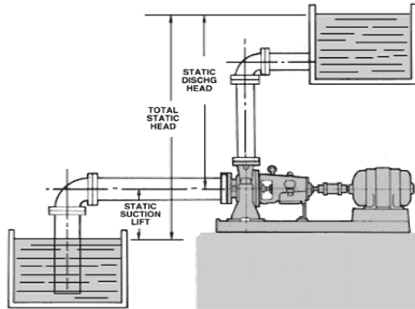
$H_s$  = jarak / ketinggian sisi *suction* (m)

Terdapat dua macam ketinggian *head* instalasi , yaitu:

#### a. *Suction Lift*

*Suction lift* adalah jarak vertikal dalam satuan *feet* atau *meter* dari permukaan *fluida* yang harus dipompakan terhadap garis sumbu tengah pompa. *Suction Lift* diperoleh mulai dari garis

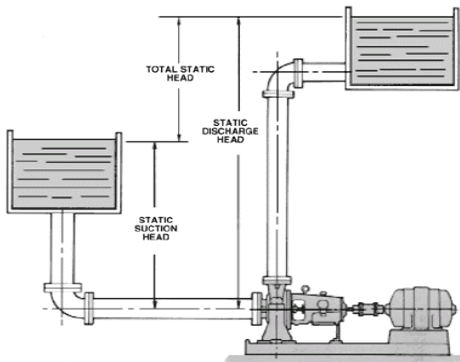
tengah sumbu pompa sampai permukaan sumber suplai (*suction tank*). Gambar 2.9 merupakan contoh instalasi *suction Lift*. Nilai  $(H_d - H_s)$  bernilai positif (+), karena permukaan zat cair pada sisi hisap lebih rendah dari sumbu tengah pompa.



**Gambar 2.12** Instalasi *suction lift*

**b. Suction Head**

*Suction head* adalah jarak vertikal dalam satuan *feet* atau *meter* dari garis sumbu tengah pompa hingga ketinggian *fluida* yang dipompakan. *Suction head* diperoleh mulai dari permukaan sumber suplai (*suction tank*) yang berada di atas garis tengah sumbu pompa. Gambar 2.10 merupakan contoh instalasi *suction head*. Nilai  $(H_d - H_s)$  bernilai negatif (-), karena permukaan zat cair pada sisi hisap lebih tinggi dari sumbu tengah pompa.



**Gambar 2.13** Instalasi *Suction Head*

### 2.10.2 Head Dinamis

*Head* dinamis adalah *head* yang terdiri dari *velocityhead* dan *headloss*. Untuk penjelasannya dapat dilihat pada persamaan di bawah ini :

$$\sum H_{din} = \left( \frac{\bar{V}_d^2 - \bar{V}_s^2}{2.g} \right) + \sum H_{LT} \quad (2.17)$$

Dimana :

$$\sum H_{din} = \text{Head dinamis (m)}$$

$$\sum H_{LT} = \text{kerugian tinggi tekan (m)}$$

$$\bar{V}_d = \text{kecepatan aliran discharge (m/s)}$$

$$\bar{V}_s = \text{kecepatan aliran suction (m/s)}$$

$$g = \text{percepatan gravitasi (9,81 m/s}^2\text{)}$$

➤ Head dinamis terdiri dari :

#### 2.10.2.1 Velocity Head

adalah *head* yang disebabkan karena adanya perbedaan kecepatan yang keluar dari *suction reservoir* dan masuk ke dalam *discharge reservoir*. *Velocityhead* ini dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$H_v = \frac{\bar{V}_d^2 - \bar{V}_s^2}{2.g} \quad (2.18)$$

Dimana :

$$\bar{V}_d = \text{kecepatan aliran discharge (m/s)}$$

$$\bar{V}_s = \text{kecepatan aliran suction (m/s)}$$

$$g = \text{percepatan gravitasi (9,81 m/s}^2\text{)}$$

#### 2.10.2.2 Total Kerugian Tinggi-Tekan (*Head Loss Total*)

*Head Loss Total* (total kerugian tinggi tekan) merupakan jumlah suatu kerugian yang dialami aliran *fluida* selama bersirkulasi dimana kerugian itu tergantung pada geometri

penampang saluran dan parameter-parameter *fluida* serta aliran itu sendiri. Kerugian tinggi tekan (*Head loss*) dapat dibedakan atas, kerugian dalam pipa (*major losses*) dan kerugian pada perubahan geometri (*minor losses*). Untuk persamaan total kerugian tinggi tekan adalah :

$$\sum H_{LT} = H_l + \sum H_{lm} \quad (2.19)$$

$$\sum H_{LT} = \left( f \times \frac{L}{D} \times \frac{V^2}{2g} \right) + \left( K \cdot \frac{V^2}{2g} \right)$$

#### 2.10.2.2.1 HeadLoss Mayor

Kerugian aliran *fluida* yang disebabkan oleh gesekan yang terjadi antara *fluida* dengan dinding pipa atau perubahan kecepatan yang dialami oleh aliran *fluida* (kerugian kecil).

Kerugian *head* akibat gesekan dapat dihitung dengan menggunakan salah satu dari rumus berikut :

##### Persamaan Darcy – Weisbach

$$H_l = f \times \frac{L}{D} \times \frac{V^2}{2g} \quad (2.20)$$

Dimana :

$H_l$  = kerugian *head* karena gesekan (m)

$f$  = faktor gesekan

$D$  = diameter pipa (m)

$\bar{V}$  = kecepatan aliran dalam pipa (m/s)

$g$  = gravitasi bumi (9,81 m/s<sup>2</sup>)

Untuk aliran *laminar*, faktor gesekan dapat dinyatakan dengan rumus :

$$f = \frac{64}{Re} \quad (2.21)$$

- Untuk aliran *turbulen*, faktor gesekan dibedakan menjadi :
- a. Untuk pipa halus, hubungan antara bilangan *reynold* dengan faktor gesekan :

$$\text{Blasius : } f = \frac{0,316}{\text{Re}^{0,25}} \quad (2.22)$$

untuk  $3000 \leq \text{Re} \leq 100000$

- b. Untuk pipa kasar dan halus , hubungan antara bilangan *reynold* dengan faktor gesekan :

**Colebrook-White:**

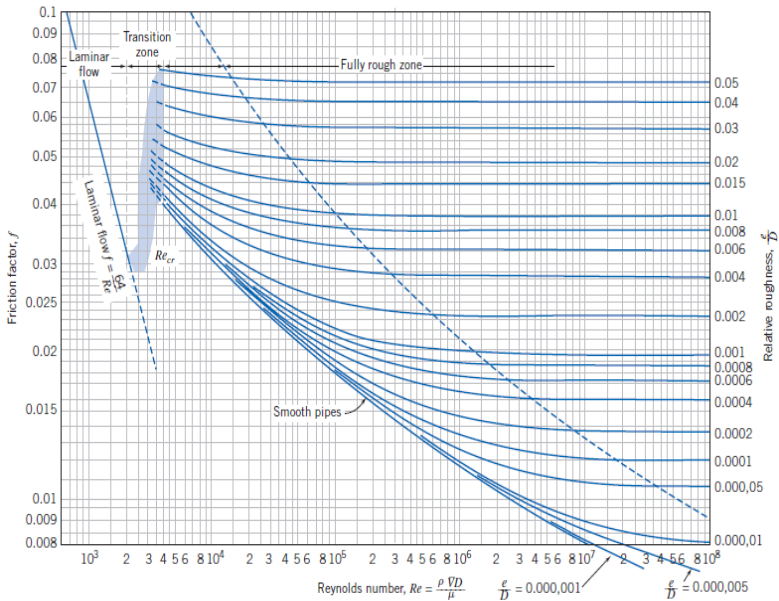
$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2.0 \log \left( \frac{e/D}{3,7} + \frac{2,51}{\text{Re} \cdot \sqrt{f}} \right) \quad (2.23)$$

(Persamaan 8.37, Fox and McDonald, Introduction To Fluid Mechanics, Eight Edition)

Untuk menggunakan persamaan ini dilakukan dengan menggunakan iterasi yang membuat harga *f* dapat lebih akurat. Adapun cara lain untuk mempermudah mencari harga *friction factor* (*f*), dapat menggunakan *moody diagram* dengan fungsi *reynold number* (*Re*) dan *e/d* terhadap *friction factor* (*f*).

Persamaan *Colebrook-White* berlaku untuk seluruh kisaran aliran *non laminar* dalam *diagram moody*.





**Gambar 2.14** Moody Diagram

(Sumber : Fox and McDonald, *Introduction to Fluid Mechanics*)

### 2.10.2.2.2 Head Loss Minor

Selain kerugian *head loss mayor*, juga terdapat kerugian yang disebabkan karena kelengkungan pipa seperti belokan, siku, sambungan, katup dan sebagainya yang disebut dengan kerugian kecil (*Head Loss Minor*). Besarnya kerugian *minor*, yaitu :

$$\sum H_{lm} = K \cdot \frac{V^2}{2g} \quad (2.24)$$

Dimana :

$\bar{V}$  = kecepatan aliran dalam pipa (m/s)

$g$  = gravitasi bumi (9,81 m/s<sup>2</sup>)

$K$  = koefisien kerugian (*minor losses*) pipa

Dimana harga  $K$  dapat dicari dengan menggunakan persamaan:



### 2.11.1 *Net Positive Suction Head Available (NPSH<sub>A</sub>)*

NPSH<sub>A</sub> merupakan NPSH yang tersedia pada instalasi pompa yang besarnya dapat ditulis :

$$NPSH_A = \frac{Pa}{\gamma} - \frac{P_v}{\gamma} - h_s - \sum H_{l,s}$$

dimana :

NPSH<sub>A</sub> = yang tersedia pada instalasi(m kolom minyak)

$\frac{Pa}{\gamma}$  = tekanan absolut diatas permukaancairan pada suction reservoir(m kolom minyak)

$\frac{P_v}{\gamma}$  = tekanan uap cairan yang dipompa pada temperature pemompaan (m kolom minyak)

$h_s$  = *Head* hisap statis (m kolom minyak)

$\sum H_{l,s}$  = *Head* loss pada pipa hisap (m kolom minyak)

### 2.11.2 *Net Positive SuctionHead Required (NPSH<sub>R</sub>)*

NPSH<sub>R</sub> adalah NPSH yang diisyaratkan pompa yang bersangkutan supaya bisa bekerja. NPSH<sub>R</sub> ini ditentukan oleh pabrik pembuat pompa tersebut yang besarnya tergantung dari banyak faktor, antara lain : desain impellernya, kecepatan putaran, sifat fluida yang dipompa. Agar pompa dapat bekerja tanpa mengalami kavitasi, maka harus dipenuhi persyaratan sebagai berikut :

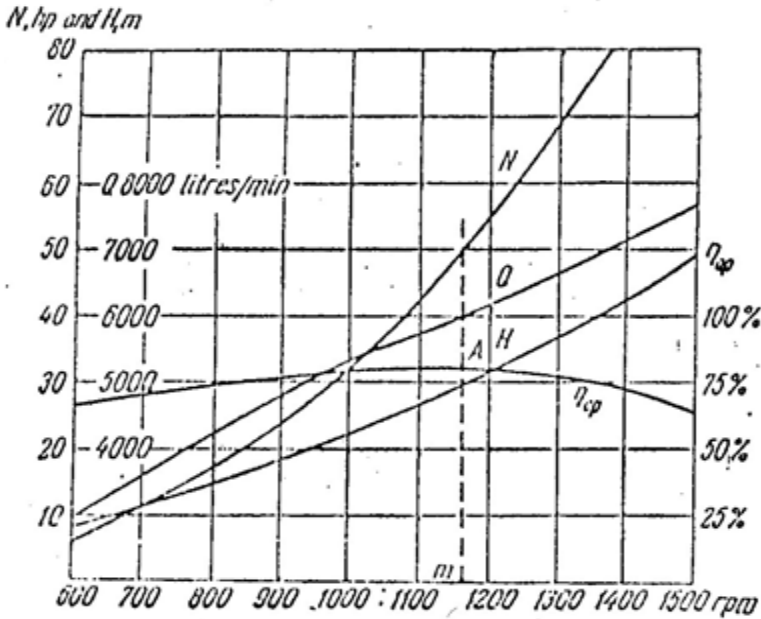
$$NPSH_A > NPSH_R$$

## 2.12 **Kurva Karakteristik Pompa**

Karakteristik pompa adalah kurva yang menghubungkan suatu performa dengan performa yang lainnya saat beroperasi. Performa pompa yaitu *head* (*H*), kapasitas(*Q*), daya pompa danefisiensi ( $\eta$ ). Secara umum karakteristik pompa sentrifugal terbagi menjadi 3, yaitu :

### 2.12.1 Karakteristik Utama

Adalah kurva karakteristik yang menunjukkan hubungan *head* dan kapasitas dengan perubahan putaran-putaran pompa yang dapat menyebabkan perubahan kecepatan *impeller*. Di bawah ini adalah grafik karakteristik utama :

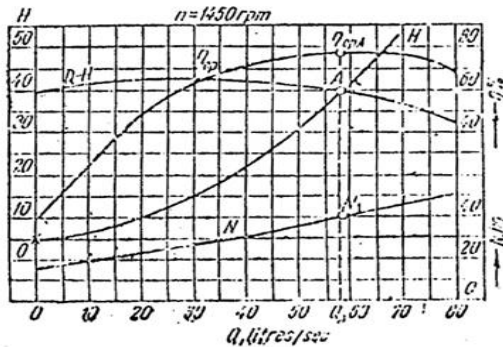


Gambar 2.15 Karakteristik Utama

(Sumber : Sularso Tahara Haruo, *Pompa dan Kompresor Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan*, Cetakan pertama)

### 2.12.2 Karakteristik Kerja

Adalah kurva karakteristik yang diplot berdasarkan kecepatan *impeller* (putaran pompa) yang konstan. Kurva ini divariasikan harga kapasitasnya dengan membuka/menutup *valve-valve* yang ada agar bisa mendapatkan titik kerja yang optimal dengan kurva kapasitas ( $Q$ ) fungsi *head*.

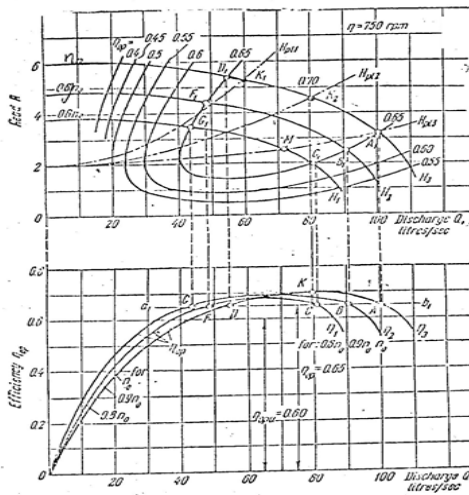


**Gambar 2.16** Karakteristik Kerja

(Sumber : Sularso Tahara Haruo, *Pompa dan Kompresor Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan*, Cetakan pertama)

### 2.12.3 Karakteristik Universal

Adalah kurva yang merupakan gabungan dari karakteristik utama dan karakteristik kerja. Kurva ini digunakan untuk menentukan parameter-parameter pompa untuk berbagai kondisi operasi.

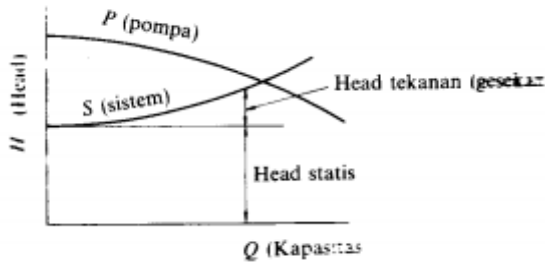


**Gambar 2.17** Karakteristik Universal

(Sumber : Sularso Tahara Haruo, *Pompa dan Kompresor Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan*, Cetakan pertama)

#### 2.12.4 Titik Operasi Pompa

Titik operasi pompa adalah titik dimana menunjukkan kapasitas aliran pada *head* tertentu yang bekerja dengan performa yang baik. Titik operasi pompa ini ditentukan oleh perpotongan kurva sistem dengan kurva pompa yang ditunjukkan seperti pada gambar 2.18 .



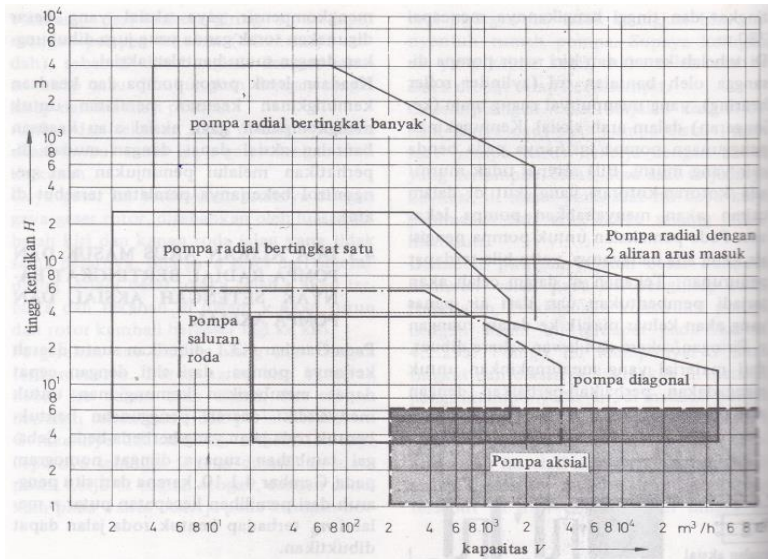
**Gambar 2.18** Titik operasi pompa

(Sumber : Sularso Tahara Haruo, *Pompa dan Kompresor Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan, Cetakan pertama*)

Titik operasional pompa harus sedapat mungkin dijaga agar selalu berada pada area efisiensi pompa tertinggi. Terutama bila pengoperasian pompa digunakan pada sistem yang memerlukan variasi *head* dan besar aliran fluida yang akan menggeser kurva sistem.

#### 2.13 Pemilihan Pompa Berdasarkan Perhitungan Head dan Kapasitas

Dalam beberapa hal, untuk kapasitas dan *head* efektif pompa yang diperlukan, terdapat lebih dari satu jenis pompa yang dapat dipilih. Untuk itu dapat dilihat diagram yang ada di bawah ini :



**Gambar 2.19** Daerah Kerja Beberapa Jenis Konstruksi Pompa  
 (Sumber : ‘Turbin, Pompa dan Kompresor’ Ir.Dakso Sriyono  
 dan Prof.Ing. Fritz Dietzel, Erlangga, Jakarta.1993, hal. 282)

Untuk menentukan pompa sentrifugal yang tepat yang digunakan pada sebuah sistem, maka kurva karakteristik pompa dan kurva karakteristik sistem digabungkan. Titik pertemuan antara kedua kurva tersebut merupakan titik operasional. Titikoperasional paling optimal adalah jika titik pertemuan antara kedua kurva tersebut berada pada area *BEP* ( *Best Efficiency Point*).

## 2.14 Daya Penggerak

### 2.14.1 Daya Pompa / Daya Fluida (WHP)

Daya fluida adalah energi yang diterima oleh fluida dari pompa dengan menghasilkan perubahan energi tekanan dan nantinya akan dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$WHP = \gamma \times Q_{act} \times H$$

Dimana :

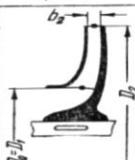




- WHP = Daya Pompa (watt)  
 $\gamma$  = Berat spesifik fluida (N/m<sup>3</sup>)  
 $Q_{act}$  = Kapasitas Aktual Pompa (m<sup>3</sup>/s)  
H = Head pompa (m)

### 2.14.2 Penentuan Putaran Spesifik dan Bentuk Impeller

Dengan putaran pompa yang sudah diketahui dari penggerak motornya, sehingga dapat ditentukan putaran spesifiknya dengan menggunakan persamaan :

$$n_s = n \times \sqrt{\frac{\rho}{75}} \times \frac{Q^{1/2}}{H^{3/4}}$$

Dengan mengetahui putaran spesifik ini, dapat diketahui jenis pompa dan bentuk impeller seperti pada tabel di bawah ini :

Centrifugal pumps			Mixed-flow impeller	Axial-flow impeller
Low-speed impeller	Moderate-speed impeller	High-speed impeller		
				
$n_{st} = 40-80$ $\frac{D_2}{D_0} \approx 2.5$	$n_{st} = 80-150$ $\frac{D_2}{D_0} \approx 2$	$n_{st} = 150-300$ $\frac{D_2}{D_0} \approx 1.8-1.4$	$n_{st} = 300-600$ $\frac{D_2}{D_0} \approx 1.2-1.1$	$n_{st} = 600-2000$ $\frac{D_2}{D_0} \approx 0.8$

**Gambar 2.20** Putaran spesifik dan bentuk impeller  
(Ref. Khetagurov, *Marine Auxiliary Machinery and System*)

### 2.14.3 Daya Poros ( $P_{shaft}$ )

Daya poros adalah daya yang diperlukan untuk menggerakkan sebuah pompa. Hal ini dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :



$$P_{shaft} = \frac{WHP}{\eta_p}$$

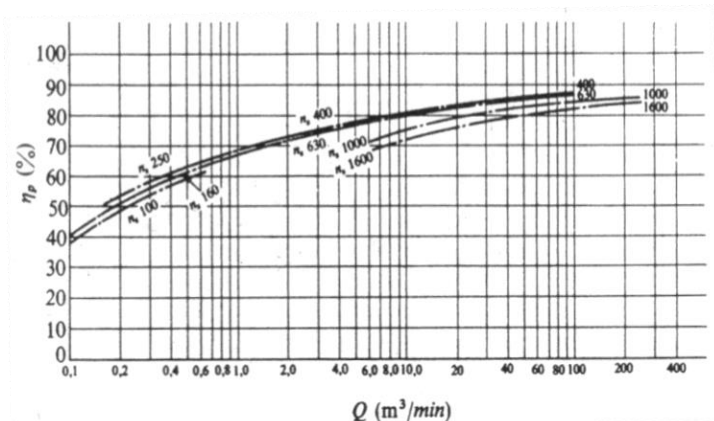
Dimana :

$P_{shaft}$  = Daya Poros (Watt)

WHP = Daya Pompa / Daya Air (Watt)

$\eta_p$  = Efisiensi Pompa (desimal)

Harga-harga standar efisiensi pompa ( $\eta_p$ ) diberikan dalam gambar dibawah ini. Efisiensi pompa untuk pompa-pompa jenis khusus harus diperoleh dari pabrik pembuatnya.



**Gambar 2.21** Efisiensi Standar Pompa

(Sumber : Sularso Tahara Haruo, Pompa dan Kompresor Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan)

#### 2.14.4 Daya Nominal Penggerak

Daya nominal dari penggerak yang dipakai untuk menggerakkan pompa dapat dihitung dengan menggunakan persamaan : (Ref.Sularso, HT.Pompa dan Kompresor)

$$P_m = \frac{P(1 + \alpha)}{\eta_t}$$

Dimana :

$P_m$  : Daya Nominal Penggerak (KW)

$\alpha$  : Faktor Cadangan (KW)

$\eta_t$  : Efisiensi Transmisi

Faktor cadangan dan efisiensi transmisi dapat dicari dengan melihat pada tabel di bawah ini :

**Tabel 2.2** Faktor Cadangan

Jenis Penggerak	$\alpha$
Motor Induksi	0,1-0,2
Motor Bakar Kecil	0,15-0,25
Motor Bakar Besar	0,1-0,2

**Tabel 2.3** Efisiensi Transmisi

Jenis Transmisi		$\eta_t$
Sabuk Rata		0,9-0,93
Sabuk – V		0,95
Roda Gigi	Roda gigi lurus satu tingkat	0,92-0,95
	Roda gigi miring satu tingkat	0,95-0,98
	Roda gigi kerucut satu tingkat	0,92-0,96
	Roda gigi planiter satu tingkat	0,95-0,98
Kopling Hidrolik		0,95-0,97

## 2.15 Koreksi Performansi Untuk Zat Cair Kental

Jika pompa dipakai untuk memompa zat cair yang mempunyai viskositas lebih tinggi dari pada air maka performansi pompa akan menurun. Jadi, jika spesifikasi pompa telah ditentukan atas dasar zat cair yang akan dipompa, maka dalam pemilihan sebuah pompa, perlu dicari spesifikasi yang sesuai untuk mengoperasikan pompa yang sama dengan air bersi. Untuk ini dapat diunakan cara yang ditetapkan oleh Hydraulic Institute di Amerika Serikat. Menurut cara ini, kapasitas, head total pompa, dan perbandingan reduksi  $C_Q$ ,  $C_H$  dan  $C_\eta$  dari efisiensi pompa harus ditentukan lebih dahulu menurut gambar 2.22.

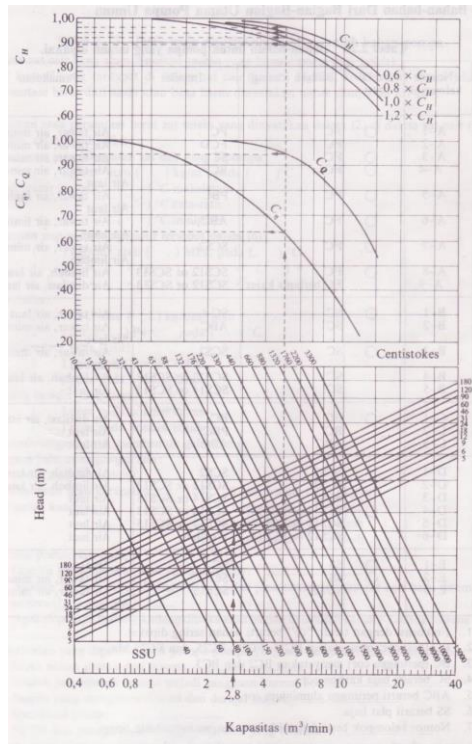
kemudian hubungan antara spesifikasi-spesifikasi dapat diperoleh dari persamaan berikut (Ref.Sularso,HT.Pompa dan Kompresor) :

$$Q_0 = C_Q Q_w$$

$$H_0 = C_H H_w$$

$$\eta_0 = C_\eta \eta_w$$

Disini Q , H dan  $\eta$  menyatakan kapasitas, head total pompa, dan efisiensi pompa, index w dan 0 menyatakan “air bersih” dan “zat cair kental”. Satuan viskositas 1 centistokes =  $10^{-2}$  stokes =  $10^{-6}$  m<sup>2</sup>/s.



**Gambar 2.22** Diagram koreksi untuk pompa minyak berkapasitas besar

(Sumber : Sularso Tahara Haruo, Pompa dan Kompresor Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan)

## 2.16 Sistem Perpipaan

Pipa merupakan saluran fluida yang menghubungkan suatu tempat ke tempat yang lain. Pada setiap instalasi pemipaan, pipa mempunyai fungsi dan sistem yang berlainan dan berkaitan langsung dengan sifat-sifat fisik dari fluida yang mengalir seperti tekanan, temperatur dan juga kecepatan aliran. Oleh karena itu, material yang dipakai bermacam-macam sesuai dengan karakteristiknya.

### 2.16.1 Material Pipa

Material pipa yang digunakan dalam suatu perencanaan sangat menentukan panjang pendeknya umur pemakaian pipa tersebut. Beberapa macam pipa yang dipakai adalah sebagai berikut :

#### a. *Stainless Steel Pipe*

Jenis *pipa stainless steel* sangat luas penggunaannya. Hal ini disebabkan material ini mempunyai sifat ketahanan terhadap korosi yang tinggi. Sifat tahan korosinya diperoleh dari lapisan oksida (terutama chrom) yang sangat stabil yang melekat pada permukaan dan melindungi baja terhadap lingkungan yang korosif. Salah satu penggunaan *stainless steel* terdapat pada penggunaan pipa yang berfungsi untuk mengalirkan air bersih.

#### b. *Cast Iron Pipe*

Jenis pipa ini dipakai sebagai pipa air, pipa uap dan pipa gas dengan tekanan dibawah 250 psi dan temperatur tidak melebihi 450° C. Sifat mekanis pipa ini kuat tetapi rapuh pada temperatur rendah dan memiliki ketahanan terhadap korosi.

#### c. *Carbon Steel Pipe*

Jenis pipa ini dipakai sebagai pipa air dan mampu bertahan sampai temperatur 850° C. Relatif lebih ringan, kuat dan dapat disambung dengan pengelasan.

#### d. Alloy Steel Pipe

Jenis pipa ini dipakai dalam industri karena relatif lebih ringan, kuat dan dapat dilas. Akan tetapi kurang tahan terhadap korosi serta biasanya dapat dibuat tanpa sambungan.

Dalam analisa dan keadaan dilapangan, sistem perpipaan pompa P-2302B pada Pabrik 3 Bagian Unit Produksi Phosphoric Acid PT. Petrokimia Gresik menggunakan bahan *Carbon Steel Pipe schedule* STD karena fluidanya merupakan *Hemihydrate Slurry* yang mempunyai temperatur kerja 105°C.

### 2.16.2 Kode dan Standar Pipa

Kode dan standar merupakan suatu acuan teknis dalam perencanaan yang diterbitkan oleh suatu instansi / lembaga internasional dan digunakan secara internasional pula.

Untuk sistem perpipaan, kode dan standar Internasional yang digunakan antara lain adalah :

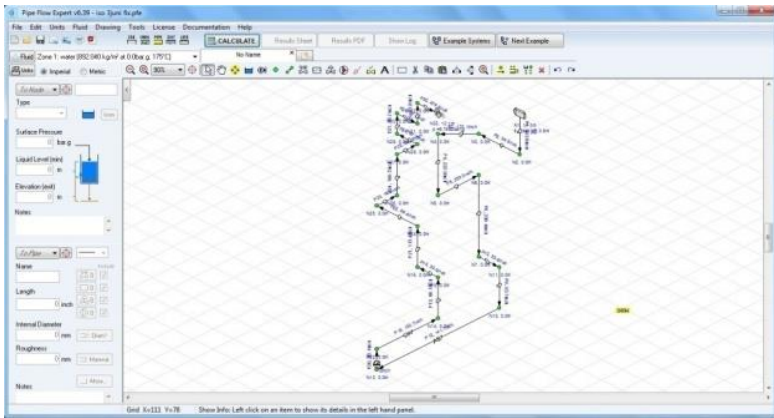
- ANSI (*American National Standard Institution*)
- API (*American Petroleum Institution*)
- ASME (*American Society of Mechanical Engineering*)
- ASTM (*American Society for Testing and Material*)
- MSS (*Manufacturers Standardization Society*)
- JIS (*Japanese Industrial Standard*)

Untuk kode dan standar yang nasional adalah:

- SNI (Standar Nasional Indonesia)

### 2.17 Software Pipe Flow Expert

*Pipe Flow Expert* merupakan program perangkat lunak (*software*) yang digunakan untuk desain perpipaan dan pemodelan sistem pipa. *Software* ini dapat digunakan untuk menghitung aliran *fluida* dalam jaringan pipa terbuka maupun tertutup dengan suatu kapasitas *reservoir* ganda, beberapa pompa yang dihubungkan secara seri dan paralel serta beberapa ukuran dan *fitting* suatu pipa. *Pipe flow expert* ini akan menghitung laju aliran di setiap pipa dan akan menghitung penurunan tekanan pipa seluruh sistem. Pada gambar 2.22 menunjukkan penampang salah satu instalasi pada *software pipe flow expert*.



**Gambar 2.23** Pipe Flow Expert

## BAB III METODOLOGI

Adapun pengambilan data tugas akhir ini dilaksanakan pada Pabrik III Unit Produksi Phosphoric Acid di Petrokimia Gresik. Untuk mendapatkan pengetahuan serta pemahaman yang lebih jelas di lapangan tentang instalasi *Hemihydrate Recycle Pump* yang digunakan untuk menyalurkan *hemihydrate slurry* dari pump tank R-2304 menuju discharge resevoir R-2301 maka dilakukan studi literatur dan pengamatan langsung.

### 3.1 Data-Data Hasil Survey

Setelah dilakukan *survey* lapangan di Pabrik III Unit Produksi Phosphoric Acid PT. Petrokimia Gresik mengenai instalasi perpipaan *hemihydrate recycle pump*. Proses pengambilan data pada sistem perpipaan *hemihydrate recycle pump* dilakukan dengan menggunakan peralatan dan alat ukur yang tersedia maupun peralatan sendiri yang nantinya digunakan untuk proses analisa dan perhitungan lebih lanjut. Adapun data-data yang diperoleh sebagai berikut :

#### 3.1.1 Data Pompa

Merk	: Warman Pump
Tipe	: 12-10 F1AM GM V/L 5VCM HL
Model	: Centrifugal Pump
Item no.	: P-2302B
Kapasitas	: 850 m <sup>3</sup> /h
Daya Motor	: 110 kW

#### 3.1.2 Data Fluida

Fluida kerja	: <i>Hemihydrate Slurry</i>
Temperatur kerja	: 105°C
<i>Spesific Gravity</i> (SG)	: 1,76
<i>Density</i> ( $\rho$ )	: 1760 kg/m <sup>3</sup>
Viskositas absolut ( $\mu$ )	: 200 cP
<i>Vapor pressure</i> ( $P_v$ )	: 141 kPa

### 3.1.3 Data Pipa

Diameter pipa pada kondisi di lapangan:

- Diameter pipa *suction* : 24 inch
- Diameter pipa *discharge* : 20 inch

Panjang pipa pada kondisi di lapangan:

- Panjang pipa *suction* : 3,404 m
- Panjang pipa *discharge* : 24,022 m
- Bahan pipa kondisi di lapangan: *Carbon Steel Pipe schedule STD* pada *suction* dan *discharge*

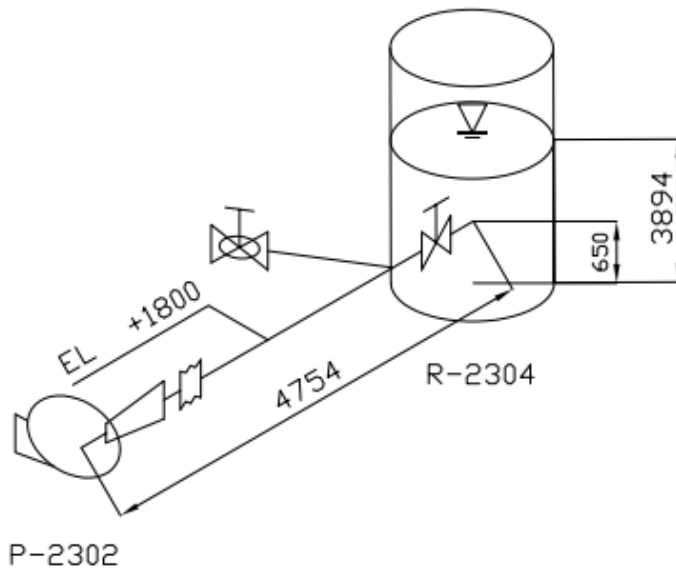
Adapun fitting pada sistem perpipaan *hemihydrate recycle pump* dan nilai hambatan berdasarkan *pipe flow expert* ditunjukkan pada tabel 3.1 di bawah ini.

**Tabel 3.1** *Fitting* dan nilai *K* pada pipa kondisi eksisting

Nama <i>Fitting</i>	NPS (inch)	K	Jumlah
<i>Pipe Entry Projecting</i>	24	0,78	1
<i>Gradual Contraction</i>	24 to 14	0,81	1
<i>Valve Gate Knife</i>	24	0,1	1
<i>Through Tee</i>	24	0,28	1
<i>Expansion Joint</i>	24	2,3	1
<i>Gradual Enlargment</i>	14 to 20	0,07	1
<i>Elbow 90°</i>	20	0,36	1
<i>Elbow 42,44°</i>	20	0,14	1
<i>Elbow 137,56°</i>	20	0,2	1
<i>Open Pipe Exit</i>	20	1	1
<i>Rotate Flow Meter</i>	20	10	1
<i>Through Tee</i>	20	0,28	1
<i>Expansion Joint</i>	20	2,3	1



### 3.1.4 Data Eksisting *Suction Pipeline*



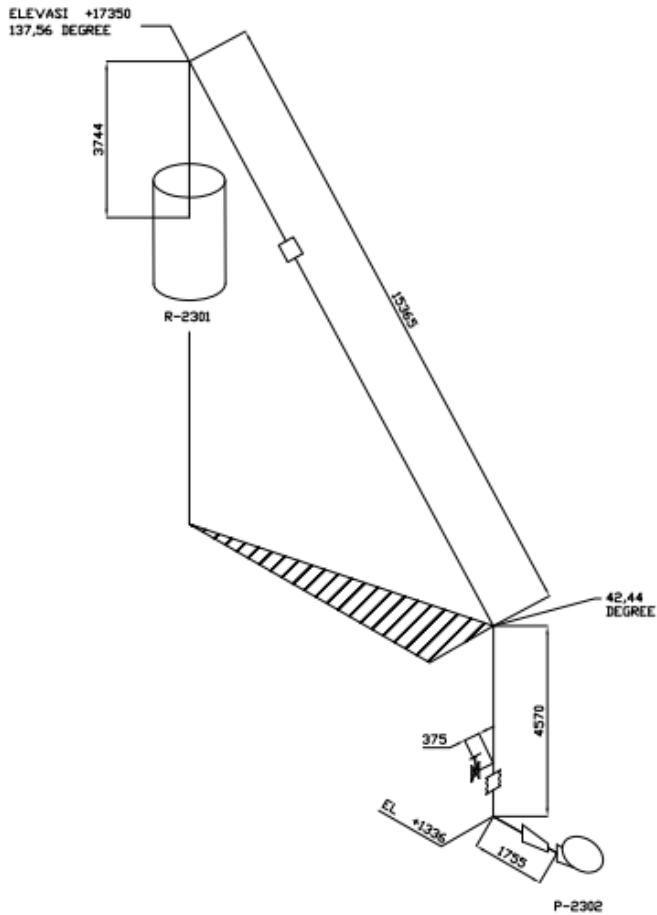
**Gambar 3.1** Skema *Suction Pipeline*

Keterangan:

Panjang pipa *suction* : 3,404 m

Diameter pipa *suction* : 24 inch

### 3.1.5 Data Eksisting *Discharge Pipeline*



**Gambar 3.2** Skema *Discharge Pipeline*

Keterangan :

Panjang pipa *Discharge* : 24,022 m

Diameter pipa *Discharge* : 20 inch

Adapun langkah dan prosedur penyusunan tugas akhir ini secara berurutan dapat dijelaskan sebagai berikut :

### **3.2 Persiapan Awal**

- a. Penentuan tema awal Tugas Akhir mengenai “Perencanaan Ulang Instalasi *Hemihydrate Recycle Pump* (P-2302B) pada Pabrik III (Unit Produksi *Phosphoric Acid*) di PT. Petrokimia Gresik”.
- b. Pengajuan tema dan permohonan persetujuan kepada dosen pembimbing Tugas Akhir.
- c. Memenuhi prosedur pengambilan data yang telah ditetapkan oleh perusahaan.

### **3.3 Pengambilan Data**

Pengambilan data dilakukan berdasarkan pada data-data yang diperlukan dalam analisa perencanaan instalasi. Kegiatan diatas meliputi :

- a. Studi Literatur  
Dalam studi literatur ini dipelajari dari buku-buku yang menjadi referensi dalam perencanaan instalasi pompa, baik yang ada di perusahaan ataupun literature dari mata kuliah yang berhubungan dengan tujuan pengambilan Tugas Akhir ini.
- b. Studi Lapangan  
Kegiatan ini dimaksudkan untuk mengetahui kondisi instalasi serta jenis peralatan yang dipergunakan. Dengan di damping pembimbing lapangan, diharapkan ada komunikasi dua arah yang dapat memberikan gambaran secara jelas data-data yang kita perlukan untuk melakukan analisa perhitungan.

### **3.4 Menentukan Batas Kecepatan Fluida**

Untuk kecepatan aliran yang diijinkan pada pompa sentrifugal dengan fluida kerja *Hemihydrate Slurry* ditunjukkan pada table 3.2 dibawah ini (Sumber: *System Manual Brian Silowash 2010 McGraw-Hill.*) :

**Tabel 3.2** *Tabel Recommended Velocities of Fluids in Pipelines*

<i>Pump Type</i>	<i>Fluid</i>	<i>Range</i>	
		<i>Low (m/sec)</i>	<i>High (m/sec)</i>
<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Light Viscosity</i>	0,9	1,8
	<i>Heavy Viscosity</i>	0,6	0,9

Untuk jenis fluida *Hemihydrate Slurry* kecepatan aliran yang diijinkan untuk pipa *discharge* menggunakan *light viscosity* dan untuk pipa *suction* menggunakan *heavy viscosity* seperti yang tertera pada tabel.

### 3.5 Perhitungan

Dalam menyelesaikan pengerjaan laporan tugas akhir ini, dilakukan perhitungan-perhitungan diantaranya perhitungan kapasitas ( $Q$ ), Diameter ( $D_{inside}$ ), kecepatan aliran ( $V$ ) pada masing-masing instalasi pipa, head instalasi pompa (*Headloss mayor* ( $H_l$ ) dan *Headloss minor* ( $H_m$ )), *Net Positive Suction Head Available* ( $NPSH_A$ ), daya fluida ( $WHP$ ), putaran spesifik pompa ( $n_s$ ), daya poros ( $P_{shaft}$ ), daya motor ( $P_{motor}$ ). Perhitungan pada tugas akhir ini menggunakan metode Analitis dan numerik menggunakan *software Pipe Flow Expert*.

### 3.6 Pemilihan Pompa

Pemilihan pompa dilakukan dengan memplot hasil perhitungan kapasitas ( $Q$ ), dan head efektif instalasi ( $H_{eff}$ ) yang telah dilakukan kedalam kurva unjuk kerja pompa (kurva  $H-Q$  pompa) yang tertera pada *data sheet* pompa.

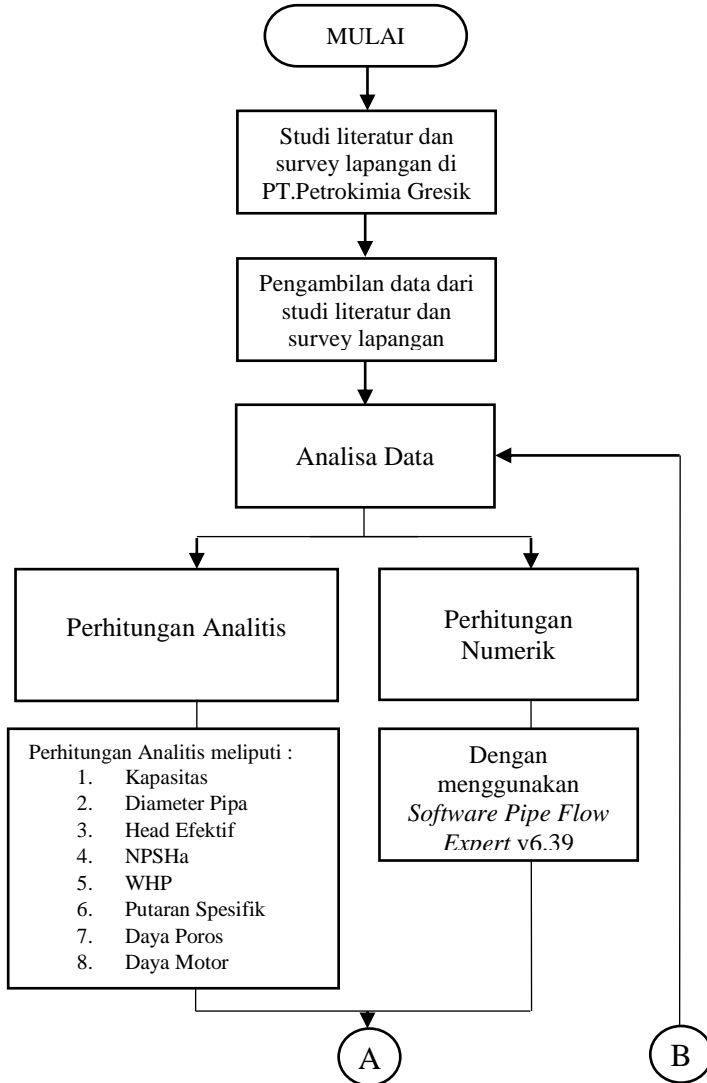
### 3.7 Kesimpulan

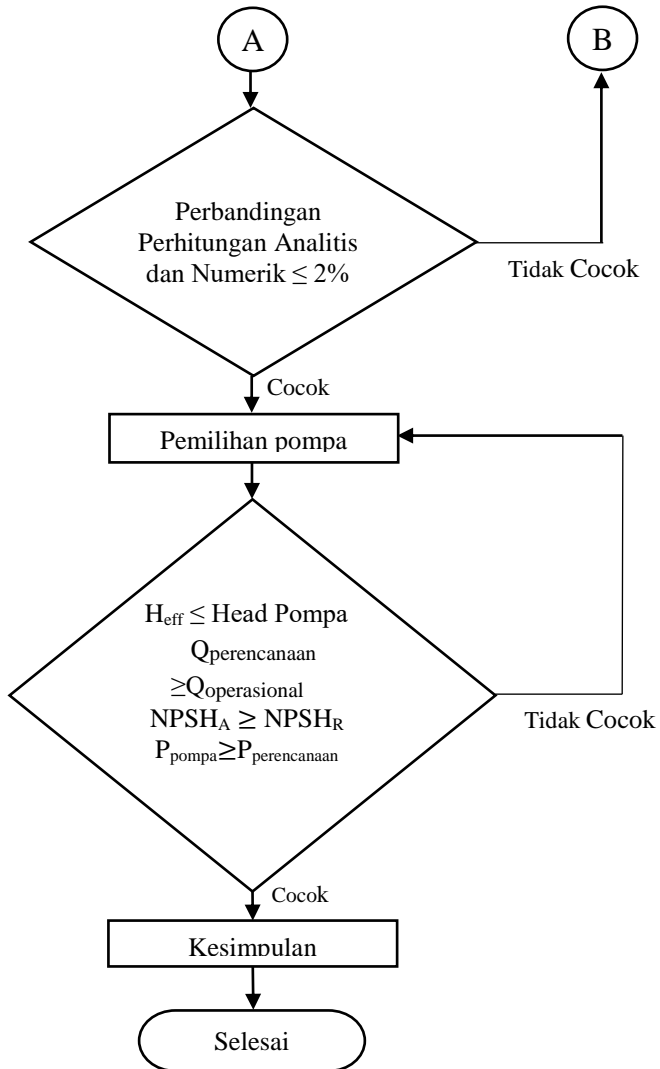
Pengambilan kesimpulan dan saran dilakukan berdasarkan analisa dan perhitungan pada instalasi perpipaan dan pompa *Hemihydrate Recycle Pump* yang telah dilakukan.

### 3.8 Urutan Pengerjaan Menggunakan Flow Chart

#### 3.8.1 Diagram Alir Perhitungan Analitis

Adapun langkah-langkah penulisan Tugas Akhir ini dapat dilihat pada gambar berikut :

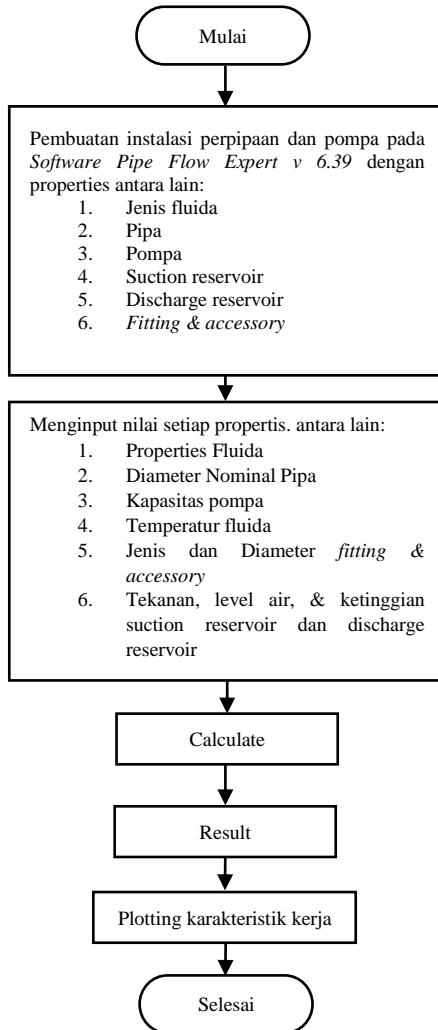




**Gambar 3.3** Diagram Alir Perhitungan Manual

### 3.8.2. Diagram Alir Perhitungan Numerik

Adapun langkah-langkah perhitungan numeric dengan *software pipe flow expert* dalam pengerjaan Tugas Akhir ini dapat dilihat pada gambar berikut :



**Gambar 3.4** Diagram Alir Pemrograman *Pipe Flow Expert*

*( Halaman ini sengaja dikosongkan )*



## **BAB IV**

### **ANALISA DAN PEMBAHASAN**

Pada bab berikut ini akan dijelaskan perhitungan dan perencanaan ulang dalam pembahasan mengenai sistem perpipaan *Hemihydrate Recycle Pump (P-2302B)* di pabrik 3 (Unit Produksi Phosphoric Acid ) Pada PT. Petrokimia Gresik.

#### **4.1 Umum**

Sistem perpipaan Pada instalasi *hemihydrate recycle pump* ini untuk melayani proses penyaluran fluida *Hemihydrate Slurry* dari pump tank R-2304 menuju *premixer* R-2301.

#### **4.2 Perencanaan Sistem Distribusi Hemihydrate Slurry**

##### **4.2.1 Kebutuhan Hemihydrate Slurry**

Kebutuhan *Hemihydrate Slurry* pada Pabrik 3 (Unit Produksi Phosphoric Acid) PT. Petrokimia Gresik ini didasarkan pada kapasitas pengoperasian satu pompa sentrifugal dan dengan pompa lain (stand by) sesuai yang tertulis pada P & ID yaitu sebesar 700 m<sup>3</sup>/Jam. Terdapat dua pompa yaitu 30-P-2302A dan 30-P-2302B namun dioperasikan secara bergantian.

##### **4.2.2 Perhitungan Sistem Distribusi Hemihydrate Slurry Sesuai Kondisi di Lapangan**

Perhitungan ini dilakukan dengan melakukan perhitungan *Head* Efektif Instalasi Kondisi Eksisting dimana dari perhitungan tersebut akan dilakukan pemilihan pompa yang sesuai dengan instalasi tersebut.

##### **4.2.2.1 Perhitungan diameter Instalasi Perpipaan**

Dalam pengecekan diameter pipa, perlu diperhatikan akan kecepatan aliran di dalam pipa. Pengecekan meliputi diameter pipa suction dan diameter pipa discharge. Untuk kecepatan aliran yang diijinkan pada pompa sentrifugal dengan fluida kerja *Hemihydrate Slurry* ditunjukkan pada table dibawah ini berdasarkan referensi dari buku *Piping System Manual, Brian Silowash 2010 McGraw-Hill*.

**Tabel 4.1** *Tabel Recommended Velocities of Fluids in Pipelines*

Pump Type	Fluid	Range	
		Low (m/sec)	High (m/sec)
Centrifugal Pump	Light Viscosity	0,9	1,8
	Heavy Viscosity	0,6	0,9

Untuk jenis fluida *Hemihydrate Slurry* dengan SG sebesar 1,76, tergolong dalam jenis fluida *Light Viscosity* untuk suction dan *Heavy Viscosity* untuk discharge.

#### 4.2.2.1.1 Perhitungan kecepatan Aliran pada pipa Suction

Diketahui :

Kapasitas sebesar 770 m<sup>3</sup>/jam (700 m<sup>3</sup>/jam dengan *safety factor* = 1,1)

Bahan pipa : *Carbon Steel Pipe Schedule STD*

$$Q = 770 \frac{m^3}{1 \text{ jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 0.2138 \frac{m^3}{s}$$

Diketahui data-data sebagai berikut :

$$Q = 0,2138 \frac{m^3}{s}$$

$$\bar{V} = 0,9 \frac{m}{s}$$

Sehingga untuk menghitung diameter pipa menggunakan rumus :

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi \bar{V}}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,2138 \frac{m^3}{s}}{\pi \times 0,9 \frac{m}{s}}}$$

$$D = 0,550 \text{ m}$$

Tetapi karena dipasaran tidak terdapat pipa dengan diameter yang diinginkan, maka dipilih pipa dengan jenis *Carbon Steel Pipe schedule* STD NPS 24 inch dengan diameter 0,59055 m

Sehingga, untuk menghitung kecepatan aliran pada pipa dengan inside diameter baru menggunakan rumus:

$$V = \frac{4Q}{\pi D^2}$$

$$V = \frac{4 \cdot (0,2138) \frac{m^3}{s}}{\pi (0,59055 \text{ m})^2} = 0,7808 \frac{m}{s}$$

Setelah ditinjau atas dasar kecepatan aliran menurut table 4.1 diatas, maka kecepatan di pipa *suction* sudah sesuai.

#### 4.2.2.1.2 Perhitungan kecepatan Aliran pada pipa Discharge

Diketahui :

Kapasitas sebesar 770 m<sup>3</sup>/jam (700 m<sup>3</sup>/jam dengan *safety factor* = 1,1)

Bahan pipa : *Carbon Steel Pipe Schedule* STD

$$Q = 770 \frac{m^3}{1 \text{ jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 0,2138 \frac{m^3}{s}$$

Diketahui data-data sebagai berikut :

$$Q = 0,2138 \frac{m^3}{s}$$

$$\bar{V} = 1,2 \frac{m}{s}$$

Sehingga untuk menghitung diameter pipa menggunakan rumus :

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi\bar{V}}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,2138 \frac{m^3}{s}}{\pi \times 1,2 \frac{m}{s}}}$$

$$D = 0,476 \text{ m}$$

Tetapi karena dipasaran tidak terdapat pipa dengan diameter yang diinginkan, maka dipilih pipa dengan jenis *Carbon Steel Pipe schedule* STD NPS 20 inch dengan diameter 0,4876 m

Sehingga, untuk menghitung kecepatan aliran pada pipa dengan inside diameter baru menggunakan rumus:

$$V = \frac{4Q}{\pi D^2}$$

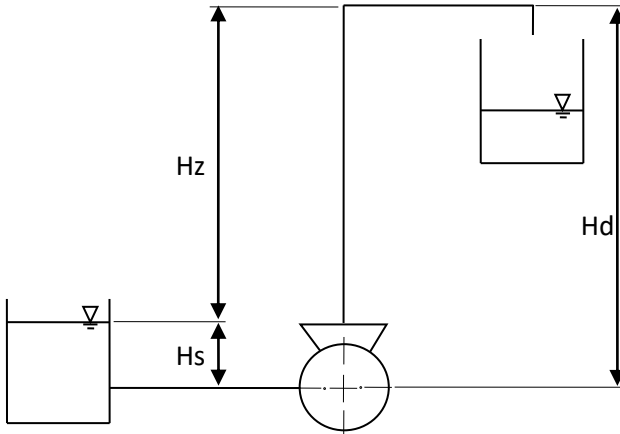
$$V = \frac{4 \cdot (0,2138) \frac{m^3}{s}}{\pi (0,4876 \text{ m})^2} = 1,145 \frac{m}{s}$$

Setelah ditinjau atas dasar kecepatan aliran menurut table 4.1 diatas, maka kecepatan di pipa *suction* sudah sesuai.

### 4.2.3 Perhitungan Head Efektif Instalasi

*Head* efektif instalasi adalah *Head* yang harus diatasi pompa dan seluruh komponen – komponen yang telah di dapat dan diperhitungkan tersebut. Adapun *Head efektif* instalasi meliputi *Head* statis dan *head* dinamis.

### 4.2.3.1 Perhitungan Head Statis



**Gambar 4.1** Skema *suction head* pompa

Untuk menghitung *head* statis menggunakan persamaan :

$$H_{statis} = \frac{P_{dr} - P_{sr}}{\gamma} + H_z$$

Dimana :

$P_{sr} = P_1$  = Tekanan pada sisi *suction reservoir* (Pa)

$P_{dr} = P_2$  = Tekanan pada sisi *discharge reservoir* (Pa)

$H_s$  = Ketinggian permukaan fluida pada sisi *suction* (m)

$H_d$  = Ketinggian permukaan fluida pada sisi *discharge* (m)

$g$  = Percepatan gravitasi (9,81 m/s<sup>2</sup>)

Diketahui data-data sebagai berikut :

- $P_{sr} = 1 \text{ Atm}$   
= 101.325 Pa
- $P_{dr} = 1 \text{ Atm}$   
= 101.325 Pa
- $H_d = 16,014 \text{ m}$
- $H_s = 3,244 \text{ m}$
- $g = 9,81 \text{ m/s}^2$
- SG Hemihydrate Slurry = 1,76 (*Data Sheet*)

$$\rho_{\text{HemihydraeSlurry}} = 1760 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \sum H_{st} &= \frac{P_{dr} - P_{sr}}{\gamma} + (H_d - H_s) \\ &= \left[ \frac{(101.325 - 101.325) \text{ Pa}}{1760 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right] + (16,014 - 3,244) \text{ m} \\ &= 0 + (12,77 \text{ m}) \\ &= 12,77 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 4.2.3.2 Perhitungan *Head* Dinamis

Untuk menghitung *head* dinamis menggunakan rumus :

$$H_{\text{dinamis}} = \frac{V_{dr}^2 - V_{sr}^2}{2g} + \sum H_{LT}$$

Dimana :

$V_{dr}$  : kecepatan pada *discharge reservoir*

$V_{sr}$  : kecepatan pada permukaan *suction reservoir*

$\sum H_{LT}$  : kerugian gesek sepanjang pipa lurus dan adanya asesoris

#### 4.2.3.3 Perhitungan *HeadLoss* Instalasi

*Headloss* instalasi terdiri dari *Headloss Mayor* dan *Headloss Minor*.

##### 4.2.3.3.1 *HeadLoss Mayor* pada *Pipa Suction*

Besarnya *Mayor losses* dapat dicari dengan menggunakan persamaan :

$$H_L = f \times \frac{L}{D} \times \frac{\bar{V}^2}{2g}$$

Dimana :

- f : koefisien gesek
- L : panjang pipa (m)
- D : diameter pipa (m)
- $\bar{V}$  : kecepatan aliran fluida (m/s)
- g : percepatan gravitasi (m/s<sup>2</sup>)

Diketahui data sebagai berikut :

- $L_{suction}$  = 3,404 m
- $D_{inside}$  = 0,59055 m
- $\bar{V}$  = 0,7808  $\frac{m}{s}$

Harga koefisien gesek ditentukan dari *Reynold Number* (RE).

$$Re = \frac{\bar{V} \cdot D}{\nu}$$

Dengan :

- Re > 2300 = laminar
- 2300 > Re > 4000 = transisi
- Re > 4000 = turbulen

Dari *data sheet* pompa diketahui harga *viscositas absolute* pada suhu 105°C = 200 cP = 0,2 kg/ms. Sehingga viscositas kinematikanya adalah,

$$\mu = \rho \cdot \nu$$

$$\nu = \frac{0,2 \text{ kg/ms}}{1760 \text{ kg/m}^3}$$

$$\nu = 1,14 \times 10^{-4} \frac{m^2}{s}$$

Sehingga,

$$Re = \frac{0,7808 \frac{m}{s} \times 0,59055 \text{ m}}{1,14 \times 10^{-4} \frac{m^2}{s}} = 4045,1703 (\text{turbulen})$$

Material pipa dari *Carbon Steel Pipe schedule STD* dengan kekasaran permukaan  $\varepsilon = 0,046 \text{ mm} = 0,000046 \text{ m}$

Maka *Relative Roughness*,

$$\frac{\varepsilon}{D_{\text{inside}}} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,59055 \text{ m}} = 0,0000778$$

Dengan mengetahui harga  $Re$  dan  $\frac{\varepsilon}{D}$  dari *Colebrook equation* maka untuk mendapatkan harga  $f$  menggunakan persamaan *Colebrook* sebagai berikut :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \cdot \log \left( \frac{\varepsilon/D}{3,7} + \frac{2,51}{Re \sqrt{f}} \right)$$

Dengan melakukan iterasi pada program Ms.Excel, maka didapatkan hasil iterasi dengan nilai sebesar  $f = 0,039584$

**Tabel 4.2** Iterasi *Colebrook* pada Ms. Excel pipa suction

e/D	Re	asumsi f		1/akar f	selisih	
0,000077893	4045,170373	0,039847		5,00906	5,00959	0,000531
0,000077893	4045,170373	0,039848		5,00907	5,00953	0,00045732
0,000077893	4045,170373	0,039849		5,00908	5,00946	0,00038364
0,000077893	4045,170373	0,03985		5,00909	5,0094	0,00030996
0,000077893	4045,170373	0,039851		5,0091	5,00934	0,00023628
0,000077893	4045,170373	0,039852		5,00911	5,00928	0,0001626
0,000077893	4045,170373	0,039853		5,00912	5,00921	8,8933E-05
0,000077893	4045,170373	0,039854		5,00913	5,00915	1,5264E-05
0,000077893	4045,170373	0,039855		5,00915	5,00909	-5,84E-05
0,000077893	4045,170373	0,039856		5,00916	5,00902	-0,0001321
0,000077893	4045,170373	0,039857		5,00917	5,00896	-0,0002057
0,000077893	4045,170373	0,039858		5,00918	5,0089	-0,0002794
0,000077893	4045,170373	0,039859		5,00919	5,00884	-0,000353

Sehingga, untuk menghitung *head loss mayor Suction* adalah :



$$H_{L.Suction} = 0,039584 \times \frac{3,404 \text{ m}}{0,59055 \text{ m}} \times \frac{\left(0,7808 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 0,00709 \text{ m}$$

#### 4.2.3.3.2 *HeadLoss Mayor pada Pipa Discharge*

Besarnya *Mayor losses* dapat dicari dengan menggunakan persamaan :

$$H_L = f \times \frac{L}{D} \times \frac{\bar{V}^2}{2g}$$

Dimana :

- f : koefisien gesek
- L : panjang pipa (m)
- D : diameter pipa (m)
- $\bar{V}$  : kecepatan aliran fluida (m/s)
- g : percepatan gravitasi ( $\text{m/s}^2$ )

Diketahui data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} L_{suction} &= 3,404 \text{ m} \\ D_{inside} &= 0,59055 \text{ m} \\ \bar{V} &= 0,7808 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Harga koefisien gesek ditentukan dari *Reynold Number* (RE).

$$\text{Re} = \frac{\bar{V} \cdot D}{\nu}$$

Dengan :

- Re > 2300 = laminar
- 2300 > Re > 4000 = transisi
- Re > 4000 = turbulen

Dari *data sheet* pompa diketahui harga *viscositas absolute* pada suhu  $105^\circ\text{C} = 200 \text{ cP} = 0,2 \text{ kg/ms}$ . Sehingga viscositas kinematikanya adalah,

$$\mu = \rho \cdot \nu$$

$$\nu = \frac{0,2 \text{ kg/ms}}{1760 \text{ kg/m}^3}$$

$$\nu = 1,14 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

Sehingga,

$$\text{Re} = \frac{1,145 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,4876 \text{ m}}{1,14 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}} = 4898,448 \text{ (turbulen)}$$

Material pipa dari *Carbon Steel Pipe schedule STD* dengan kekasaran permukaan  $\varepsilon = 0,046 \text{ mm} = 0,000046 \text{ m}$

Maka *Relative Roughness*,

$$\frac{\varepsilon}{D_{\text{inside}}} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,4876 \text{ m}} = 0,0000943$$

Dengan mengetahui harga Re dan  $\frac{\varepsilon}{D}$  dari *Colebrook equation* maka untuk mendapatkan harga f menggunakan persamaan *Colebrook* sebagai berikut :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \cdot \log \left( \frac{\varepsilon/D}{3,7} + \frac{2,51}{\text{Re} \sqrt{f}} \right)$$

Dengan melakukan iterasi pada program Ms.Excel, maka didapatkan hasil iterasi dengan nilai sebesar  $f = 0,037718$

**Tabel 4.3 Iterasi Colebrook pada Ms. Excel pipa discharge**

e/D	Re	asumsi f		1/akar f	selisih	
0,000094324	4898,448499	0,037711		5,148886206	5,149510826	0,00062462
0,000094324	4898,448499	0,037712		5,148897612	5,149442552	0,000544939
0,000094324	4898,448499	0,037713		5,148909018	5,14937428	0,000465262
0,000094324	4898,448499	0,037714		5,148920423	5,14930601	0,000385587
0,000094324	4898,448499	0,037715		5,148931828	5,149237744	0,000305915
0,000094324	4898,448499	0,037716		5,148943233	5,14916948	0,000226247
0,000094324	4898,448499	0,037717		5,148954638	5,149101219	0,000146581
0,000094324	4898,448499	0,037718		5,148966042	5,149032961	6,69188E-05
0,000094324	4898,448499	0,037719		5,148977446	5,148964705	-1,27407E-05
0,000094324	4898,448499	0,03772		5,14898885	5,148896452	-9,23973E-05
0,000094324	4898,448499	0,037721		5,149000253	5,148828202	-0,000172051

Sehingga, untuk menghitung *head loss mayor Discharge* adalah :

$$H_{L \text{ Discharge}} = 0,037718 \times \frac{24,022 \text{ m}}{0,4876 \text{ m}} \times \frac{\left(1,145 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 0,1241 \text{ m}$$

#### 4.2.3.3.3 HeadLoss Minor pada Pipa Suction

*HeadLoss Minor* adalah kerugian gesek yang ditimbulkan karena adanya aksesoris di sepanjang pipa instalasi. Untuk harga K pada masing-masing aksesoris diperoleh dari *tabel minor losses coefficient pipe flow experts* untuk *Nominal Pipe Size* = 24 inch.

- a. Kerugian *head* pada *Pipe Entry Projecting* dengan harga K = 0,78 sebanyak 1 buah, maka :

$$H_{PEP} = K \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$= 0,78 \times \frac{\left(0,7808 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 0,0242 \text{ m}$$

- b. Kerugian *head* pada *Reducer* dengan harga K = 0,81 sebanyak 1 buah, maka :

$$\begin{aligned}
 H_{Red} &= K \cdot \frac{V^2}{2g} \\
 &= 0,81 \times \frac{\left(0,7808 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,0251 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- c. Kerugian *head* pada *Gate Valve Knife* dengan harga  $K = 0,1$  sebanyak 1 buah, maka :

$$\begin{aligned}
 H_{VGK} &= K \cdot \frac{V^2}{2g} \\
 &= 0,1 \times \frac{\left(0,7808 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,0031 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- d. Kerugian *head* pada *Through Tee* dengan harga  $K = 0,28$  sebanyak 1 buah, maka :

$$\begin{aligned}
 H_{Tee} &= K \cdot \frac{V^2}{2g} \\
 &= 0,28 \times \frac{\left(0,7808 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,0087 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- e. Kerugian *head* pada *Expansion Joint* dengan harga  $K = 2,3$  sebanyak 1 buah, maka :

$$H_{EXJ} = K \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$= 2,3 \times \frac{\left(0,7808 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,0714 \text{ m}$$

*Headloss minor* total dari pipa suction

$$\begin{aligned} H_{LmSuction} &= H_{PEP} + H_{RED} + H_{VGK} + H_{Tee} + H_{EXJ} \\ &= 0,0242 \text{ m} + 0,0251 \text{ m} + 0,0031 \text{ m} + 0,0087 \text{ m} \\ &\quad 0,071 \text{ m} \\ &= 0,1327 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 4.2.3.3.4 *HeadLoss Minor* pada Pipa Discharge

- a. Kerugian *head* pada *Expander* dengan harga  $K = 0,07$  sebanyak 1 buah, maka :

$$\begin{aligned} H_{Exp} &= K \cdot \frac{V^2}{2g} \\ &= 0,07 \times \frac{\left(1,145 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,046 \text{ m} \end{aligned}$$

- b. Kerugian *head* pada *Elbow 90°* dengan harga  $K=0,19$  sebanyak 1 buah, maka :

$$\begin{aligned} H_{Elbow90} &= K \cdot \frac{V^2}{2g} \\ &= 0,36 \times \frac{\left(1,145 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,024 \text{ m} \end{aligned}$$

- c. Kerugian *head* pada *Elbow 42,44°* dengan harga  $K = 0,14$  sebanyak 1 buah, maka :

$$\begin{aligned} H_{\text{Elbow}42,44} &= K \cdot \frac{V^2}{2g} \\ &= 0,14 \times \frac{\left(1,145 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,0093 \text{ m} \end{aligned}$$

- d. Kerugian *head* pada *Elbow 137,56°* dengan harga  $K = 0,2$  sebanyak 1 buah, maka :

$$\begin{aligned} H_{\text{Elbow}137,56} &= K \cdot \frac{V^2}{2g} \\ &= 0,2 \times \frac{\left(1,145 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,0133 \text{ m} \end{aligned}$$

- e. Kerugian *head* pada *Rotate Flow Meter* dengan harga  $K = 10$  sebanyak 1 buah, maka :

$$\begin{aligned} H_{\text{RFM}} &= K \cdot \frac{V^2}{2g} \\ &= 10 \times \frac{\left(1,145 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,668 \text{ m} \end{aligned}$$

- f. Kerugian *head* pada *Through Tee* dengan harga  $K = 0,28$  sebanyak 1 buah, maka :

$$H_{\text{tee}} = K \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$= 0,28 \times \frac{\left(1,145 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,0187 \text{ m}$$

- g. Kerugian *head* pada *Expansion Joint* dengan harga  $K = 2,3$  sebanyak 1 buah, maka :

$$H_{EXJ} = K \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$= 2,3 \times \frac{\left(1,145 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,153 \text{ m}$$

- h. Kerugian *head* pada *Open Pipe Exit* dengan harga  $K = 1$  sebanyak 1 buah, maka :

$$H_{OPE} = K \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$= 1 \times \frac{\left(1,145 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,0668 \text{ m}$$

*Headloss minor* dari pipa discharge

$$\begin{aligned} \sum H_{Lm \text{ Discharge}} &= H_{EXP} + H_{Elbow90} + H_{Elbow42,44} + H_{Elbow137,56} \\ &\quad + H_{RFM} + H_{Tee} + H_{EXJ} + H_{OPE} \\ &= 0,0046 \text{ m} + 0,024 \text{ m} + 0,0093 \text{ m} + 0,0133 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & 0,668 \text{ m} + 0,018 \text{ m} + 0,153 \text{ m} + 0,0668 \text{ m} \\
 & = 0,958 \text{ m}
 \end{aligned}$$

*Headloss minor* total

$$\begin{aligned}
 \sum H_{LmTotal} &= H_{LmSuction} + H_{LmDischarge} \\
 &= 0,1327 \text{ m} + 0,9589 \text{ m} \\
 &= 1,0916
 \end{aligned}$$

Maka Jumlah *HeadLoss* pada Instalasi ini yaitu :

$$\begin{aligned}
 \sum H_{LTotal} &= \sum H_L + \sum H_{Lm} \\
 &= 0,1312 \text{ m} + 1,0916 \text{ m} \\
 &= 1,2228 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 H_{dinamis} &= \frac{V_{dr}^2 - V_{sr}^2}{2g} + \sum H_{loss} \\
 &= \frac{\left(1,145 \frac{m}{s}\right)^2 - \left(0,7808 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} + 1,2228 \text{ m} \\
 &= 0,0357 \text{ m} + 1,2228 \text{ m} \\
 &= 1,258 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### 4.3 Perhitungan *Head* Efektif Instalasi Pompa

Dengan diketahui data hasil perhitungan berupa *head statis* dan *head dinamis*, maka :

$$\begin{aligned}
 H_{Eff} &= H_{statis} + H_{dinamis} \\
 &= 12,77 \text{ m} + 1,258 \text{ m} \\
 &= 14,028 \text{ m} \times 1,1 \text{ (safety factor)} \\
 &= 15,431 \text{ m}
 \end{aligned}$$



#### 4.4 Perhitungan *Net Positive Suction Head Available (NPSH<sub>A</sub>)*

$NPSH_A$  merupakan NPSH yang tersedia pada instalasi pompa yang besarnya dapat ditulis :

$$NPSH_A = \frac{P_a}{\gamma} - \frac{P_v}{\gamma} - h_s - \sum H_{l,s}$$

Perhitungan  $NPSH_A$  dianggap benar apabila memenuhi syarat  $NPSH_A > NPSH_R$  agar tidak terjadi kavitasi dimana :

$$\begin{aligned} P_a &= 1 \text{ Atm} \\ &= 101325 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Berdasarkan data yang didapat dari *Data Sheet*, harga Tekanan uap jenuh *Hemihydrate Slurry* pada suhu 105°C yaitu

$$\begin{aligned} P_v &= 141 \text{ kPa} \\ \gamma &= \rho \cdot g \\ &= 1760 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} = 17265,6 \frac{\text{N}}{\text{m}^3} \\ h_s &= - 3,224 \text{ m (dari instalasi pipa)} \\ \sum H_{LT,suction} &= 0,1397 \text{ m} \end{aligned}$$

Apabila instalasi *suctionhead* pada permukaan zat cair di sisi discharge lebih tinggi daripada sisi isap pompa, maka  $H_s (-)$ . Sehingga,

$$\begin{aligned} NPSH_A &= \left( \frac{P_a}{\gamma} - \frac{P_v}{\gamma} \right) - (h_s) - \sum H_{l,s} \\ &= \left( \frac{101,325 \text{ kPa} - 141 \text{ kPa}}{17265,6 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \right) - (-3,224 \text{ m}) - 0,1397 \text{ m} \\ &= 3,109 \text{ m} \\ NPSH_R &= 2,5 \text{ m (Data Sheet)} \end{aligned}$$

Jadi perhitungan  $NPSH_A$  sudah benar karena memenuhi syarat dimana  $NPSH_A > NPSH_R$

#### 4.5 Perhitungan Daya Fluida / *Water Horse Power (WHP)*

Energi yang secara efektif diterima oleh fluida dari pompa persatuan waktu disebut juga daya fluida ( $P_w$ ).

$$WHP = \gamma \times Q \times H$$

Dimana :

- $WHP$  : Daya Fluida (kW)
- $\gamma$  : Berat fluida persatuan volume ( $N/m^3$ )
- $Q$  : Kapasitas yang direncanakan ( $m^3/s$ )
- $H$  : *Head* efektif instalasi (m)

Dari data yang diperoleh sebagai berikut :

$$Q = 0,2138 \frac{m^3}{s}$$

$$H_{eff} = 15,431 \text{ m}$$

$$\gamma = \rho \cdot g$$

$$= 1760 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} = 17265,6 \frac{N}{m^3}$$

Sehingga :

$$WHP = \gamma \times Q \times H$$

$$= 17265,6 \frac{N}{m^3} \times 0,2138 \frac{m^3}{s} \times 15,431 \text{ m}$$

$$= 56987,5 \text{ W}$$

$$= 56,987 \text{ kW}$$

#### 4.6 Perhitungan Daya Poros ( $P_{shaft}$ )

Daya poros adalah daya yang digunakan untuk menggerakkan pompa ditambah kerugian di dalam pompa, yang besarnya dapat dihitung sebagai berikut.

$$P_{shaft} = \frac{WHP}{\eta_p}$$

Besarnya nilai efisiensi pompa didapat dengan melakukan *plotting* nilai putaran spesifik ( $n_s$ ) dengan nilai kapasitas ( $Q$ ) pada

gambar 4.2. Untuk mendapatkan nilai  $n_s$  , dapat digunakan persamaan dibawah ini.

$$n_s = n \frac{\sqrt{Q}}{H_{eff}^{3/4}}$$

Diketahui :

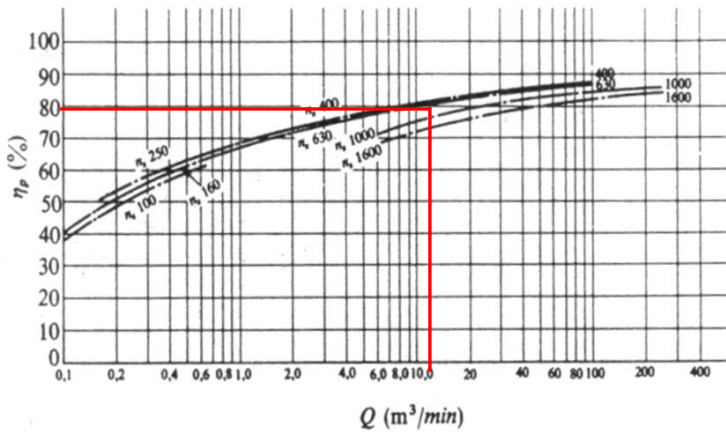
- $n$  = 410 rpm
- $(Q)$  =  $0,2138 \frac{m^3}{s} \times 60 \frac{s}{min}$   
=  $12,83 \frac{m^3}{min}$
- Head Efektif ( $H_{eff}$ ) = 15,431 m, maka

$$n_s = 410 \text{ rpm} \frac{\sqrt{Q}}{H_{eff}^{3/4}}$$

$$n_s = 410 \text{ rpm} \frac{\sqrt{12,82 \frac{m^3}{min}}}{(15,431 \text{ m})^{3/4}}$$

$$n_s = 188,62 \text{ rpm}$$

Setelah  $n_s$  dihitung.Selanjutnya nilai  $n_s$  diplot bersama nilai kapasitas pada grafik efisiensi standart pompa menurut putaran spesifik (gambar 4.2).



**Gambar 4.2** Grafik Efisiensi Pompa Terhadap Putaran Spesifik dan Kapasitas

Dari gambar 4.2 (*Sumber : Sularso Tahara Haruo, Pompa dan Kompresor Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan*) efisiensi standar pompa untuk kondisi  $n_s = 188,62$  rpm dan  $Q = 12,82$  m<sup>3</sup>/min, maka efisiensi standar pompa ( $\eta_p$ ) diambil 79%. Sehingga perhitungan  $P_{shaft}$  dapat dilakukan sebagai berikut:

$$P_{shaft} = \frac{WHP}{\eta_p}$$

$$P_{shaft} = \frac{56,987 \text{ kW}}{0,79}$$

$$P_{shaft} = 72,136 \text{ kW}$$

#### 4.7 Perhitungan Daya Motor

$$P_m = \frac{P(1 + \alpha)}{\eta_t}$$

Dimana :

$P_m$  : daya nominal penggerak (kW)

$\alpha$  : factor cadangan (kW)

$\eta_t$  : efisiensi transmisi

Daya nominal harus ditentukan untuk daya poros pompa maksimum ( $P_{\text{shaft}}$ ) dalam kerja normal. Karakteristik kerja dari sebuah pompa ialah bervariasi. (*Ref.Sularso,HT.Pompa dan Kompresor*)

**Tabel 4.4** Faktor Cadangan

<b>Jenis Penggerak Mula</b>	<b><math>\alpha</math></b>
Motor Induksi	0,1 – 0,2
Motor Bakar Kecil	0,15 – 0,25
Motor Bakar Besar	0,1 – 0,2

**Tabel 4.5** Efisiensi Transmisi

<b>Jenis Transmisi</b>		<b><math>\eta_t</math></b>
Sabuk Rata		0,92 – 0,93
Sabuk V		0,95
Roda Gigi	Roda Gigi Lurus Satu Tingkat	0,92 – 0,95
	Roda Gigi Miring Satu Tingkat	0,95 – 0,98
	Roda Gigi Kerucut Satu Tingkat	0,92 – 0,96
	Roda Gigi Planiter Satu Tingkat	0,95 – 0,98
Kopling Hidrolik		0,95 – 0,97

Dari data yang diketahui :

$$P = 72,136 \text{ kW}$$

$$\alpha = 0,1$$

$$\eta_t = 0,95$$

Sehingga :

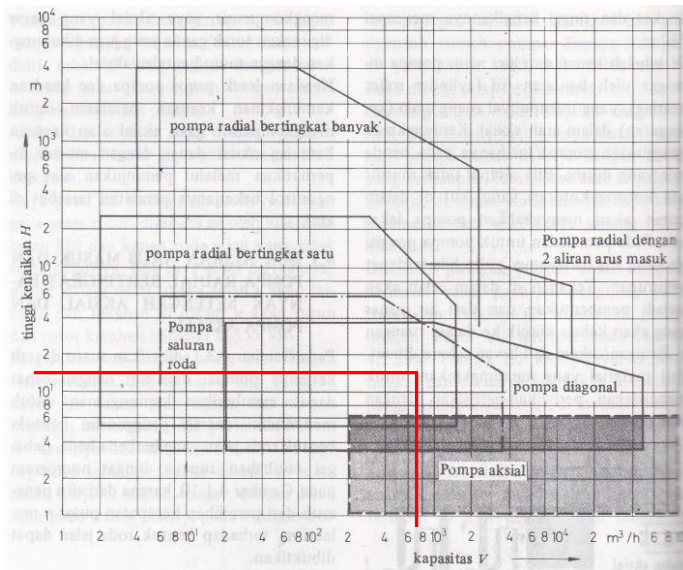
$$P_m = \frac{P(1 + \alpha)}{\eta_t} = \frac{72,136 \text{ kW} \times (1 + 0,1)}{0,95} = 83,525 \text{ kW}$$

#### 4.8 Pemilihan Pompa Berdasarkan Perhitungan *Head* dan Kapasitas

Berdasarkan *Head* dan Kapasitas yang telah didapatkan, selanjutnya dapat menentukan jenis pompa yang sesuai. Berdasarkan hasil perhitungan, didapatkan :

Pada gambar 4.3 merupakan cara menentukan jenis pompa. Dengan :

- Head Efektif = 15,431 m,
- Kapasitas =  $0,2138 \frac{m^3}{s} \times \frac{3600 s}{h}$   
=  $770 \frac{m^3}{h}$



**Gambar 4.3** Grafik Pemilihan Pompa Grafik Pemilihan Pompa Berdasarkan Nilai Head dan Kapasitas

Dilihat dari gambar diatas (*Sumber : "Turbin, Pompa dan Kompresor" Ir.Dakso Sriyono dan Prof.Ing. Fritz Dietzel, Erlangga, Jakarta.1993, hal. 282*), untuk kondisi Kapasitas (Q)

=770 m<sup>3</sup>/h dan *Head* Efektif ( $H_{\text{eff}}$ ) = 15,431 m. Maka dapat diplotkan pada diagram dan pompa untuk instalasi yang ada adalah jenis pompa radial bertingkat satu.

#### 4.9 Putaran Spesifik Pompa ( $n_s$ )

Kecepatan spesifik ( $n_s$ ) untuk satu stage dari multistage pump dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$n_s = n \times \sqrt{\frac{\rho_{\text{fluid}}}{75}} \times \frac{Q^{1/2}}{H^{3/4}}$$

Dimana:

$$n = 410 \text{ rpm (Data Sheet)}$$

$$Q = 0,213 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$H = 15,431 \text{ m}$$

$$\rho = 1760(\text{kg}/\text{m}^3)$$

Sehingga kecepatan spesifik ( $n_s$ )

$$n_s = 410 \times \sqrt{\frac{1760 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{75}} \times \frac{(0,2138 \frac{\text{m}^3}{\text{s}})^{1/2}}{(15,431 \text{ m})^{3/4}}$$

$$= 117,976 \text{ RPM}$$

<i>Centrifugal pumps</i>			<i>Mixed-flow impeller</i>	<i>Axial-flow impeller</i>
<i>Low-speed impeller</i>	<i>Moderate-speed impeller</i>	<i>High-speed impeller</i>		
$n_{st} = 40-80$ $\frac{D_2}{D_0} \approx 2.5$	$n_{st} = 80-150$ $\frac{D_2}{D_0} \approx 2$	$n_{st} = 150-300$ $\frac{D_2}{D_0} \approx 1.8-1.4$	$n_{st} = 300-600$ $\frac{D_2}{D_0} \approx 1.2-1.1$	$n_{st} = 600-2000$ $\frac{D_2}{D_0} \approx 0.8$

Gambar 4.4 Harga putaran spesifik

(sumber Khetagurov Marine Auxiliary Machinery and System)

Dari perhitungan diatas didapat kecepatan spesifik ( $n_s$ ) tergolong dalam *centrifugal moderate -speed impeller*.

#### 4.10 Koreksi Performansi Untuk Zat Cair Kental

Di dalam pemilihan sebuah pompa perlu dicari spesifikasi pompa yang sesuai untuk mengoperasikan pompa yang sama dengan air bersih, maka dapat digunakan cara yang ditetapkan Hydraulic Institut di Amerika Serikat (*Referensi Sularso, HT Pompa dan Kompresor*). Menurut cara ini, kapasitas, head total pompa harus ditentukan terlebih dahulu. Kemudian hubungan dari spesifikasi yang telah disebutkan diatas dapat diperoleh :

Dari data hasil perhitungan, telah didapatkan:

$$Q_{\text{hemihydrate slurry}} = 0.2138 \frac{m^3}{jam}$$

$$H_{\text{hemihydrate slurry}} = 15,431 \text{ m}$$

Dari data yang diperoleh, diketahui:

$$\mu = 0,2 \text{ kg/ms}$$

$$\mu = \rho \cdot \nu$$

$$\nu = \frac{0,2 \text{ kg/ms}}{1760 \text{ kg/m}^3}$$

$$\nu = 1,14 \times 10^{-4} \frac{m^2}{s} \times \frac{1 \text{ centistoke}}{10^{-6} \frac{m^2}{s}}$$

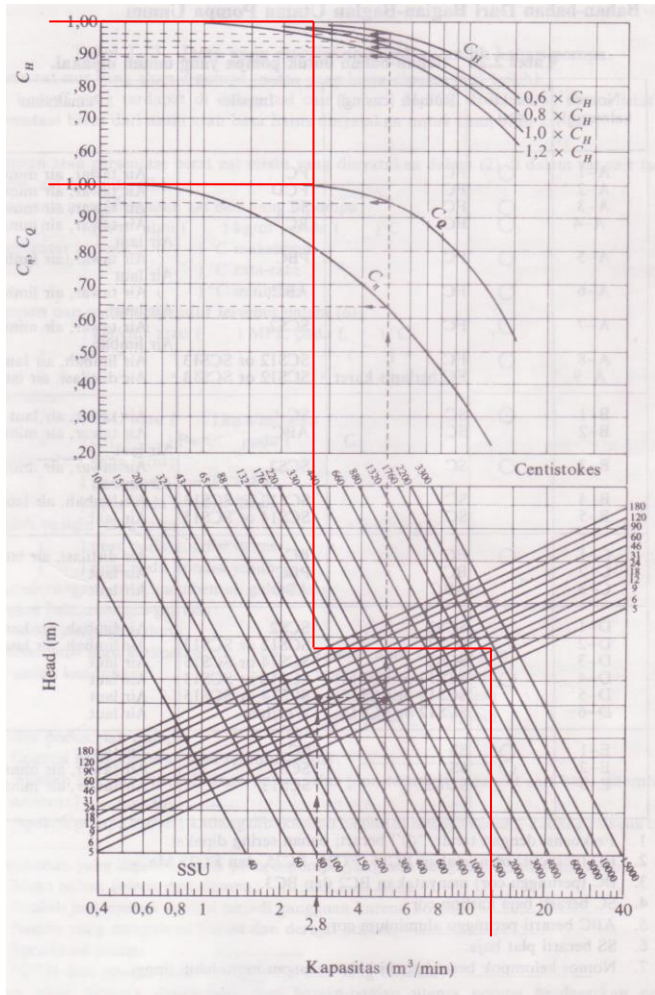
$$\nu = 114 \text{ centistokes}$$

Dari diagram koreksi untuk pompa zat cair kental berkapasitas besar (Gambar 4.5), didapatkan:

$$C_Q = 1$$

$$C_H = 1$$





**Gambar 4.5** Diagram koreksi untuk pompa minyak Berkapasitas besar

Sehingga:

$$Q_{\text{hemihydrate slurry}} = C_Q \times Q_{\text{water}}$$

$$Q_{\text{water}} = \frac{0,2138 \frac{m^3}{jam}}{1}$$

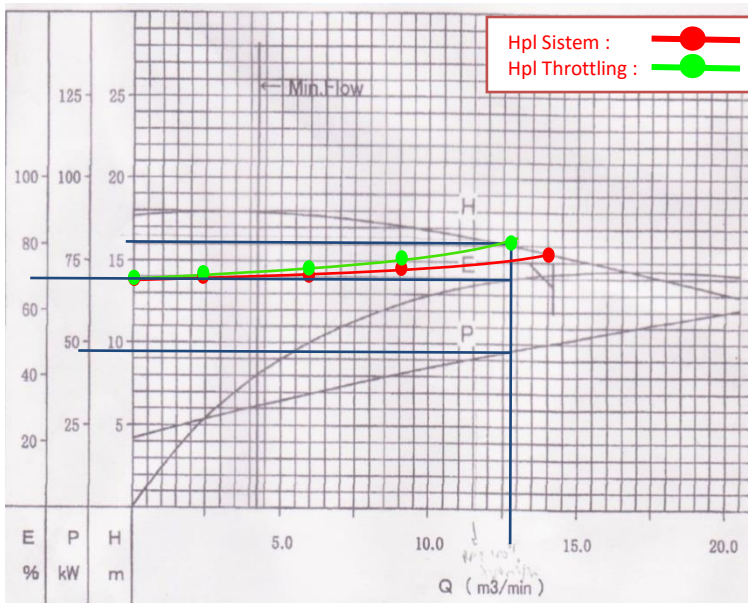
$$Q_{\text{water}} = 0,2138 \frac{m^3}{jam}$$

$$H_{\text{hemihydrate slurry}} = C_H \times H_{\text{water}}$$

$$H_{\text{water}} = \frac{15,431m}{1}$$

$$H_{\text{water}} = 15,431 \text{ m}$$

#### 4.11 Kurva Karakteristik Pompa



**Gambar 4.6** Kurva karakteristik Kerja Hemihydrate Recycle Pump

Pada gambar 4.6 (Sumber :PT Petrokimia Gresik ) didapat dari hasil performance test pompa Hemihydrate Recycle tipe 12-10 F1AM GM V/L 5VCM HL. Dengan menggunakan grafik tersebut akan dimasukkan kurva *Head Pipeline* sesuai dengan perhitungan.

Dikarenakan dengan memasukkan kurva *Head Pipeline* sistem (warna merah) pada gambar 4.6, maka di dapatkan head

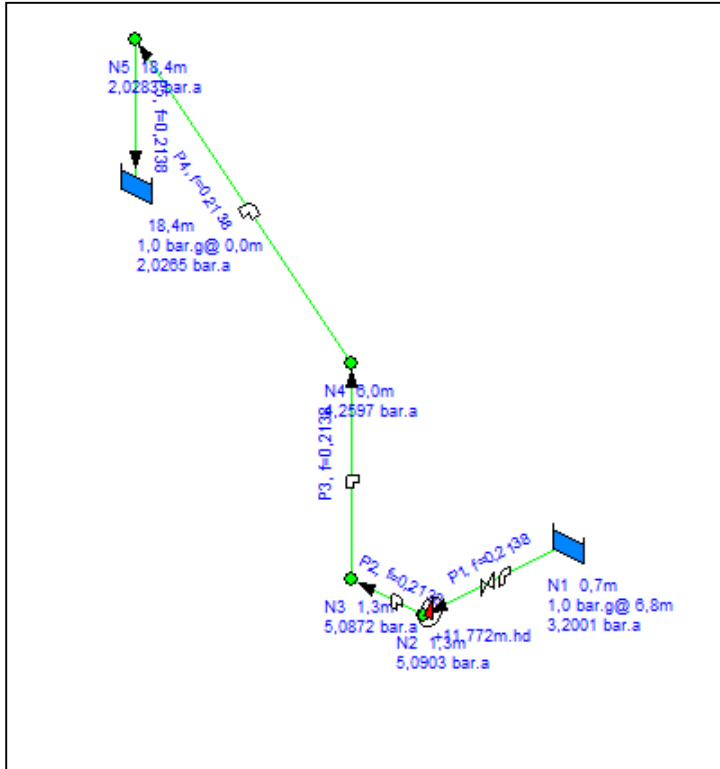
efektif sebesar 15,431 m dan kapasitas sebesar  $14,16 \frac{m^3}{min}$ , maka pemilihan awal pompa sentrifugal dengan pabrikan WARMAN kurang sesuai berdasarkan kebutuhan *Hemihydrate Slurry* pada Unit Produksi *Phosphoric Acid* PT Petrokimia Gresik. Untuk mendapatkan besarnya kapasitas yang dibutuhkan, maka dalam pengoprasian pompa dilakukan dengan throttling. Pada  $H_{pl_{throttling}}$  (warna hijau) di dapatkan data berikut :

- Head = 16,009 m
- Kapasitas =  $12,83 \frac{m^3}{min}$ ,
- Efisiensi = 70%

Spesifikasi Pompa yang digunakan pada PT Petrokimia (Hemihydrate Recycle Pump) adalah :

Jenis Pompa	: Centrifugal, Single Stage
Tipe	: 12-10 F1AM GM V/L 5VCM HL
Putaran	: 410 rpm
Total Head	: 15 m ( <i>clean water</i> )
$NPSH_R$	: 2,5 m
Kapasitas	: $850 \frac{m^3}{h}$
Daya poros	: 88 kW
Daya Motor	: 110 kW
Merk	: WARMAN

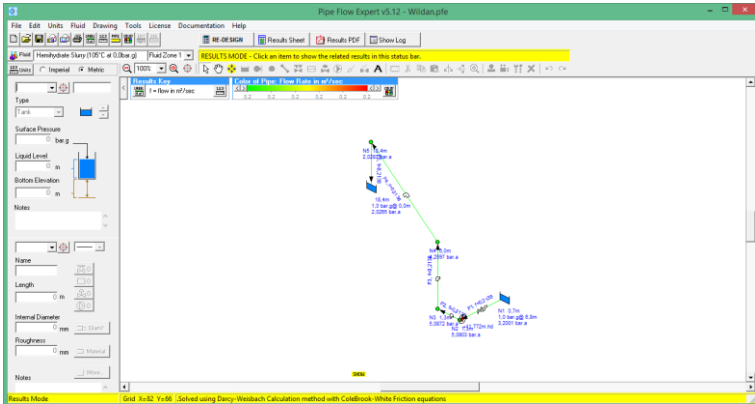
## 4.12 Perhitungan Menggunakan Pemodelan Numerik



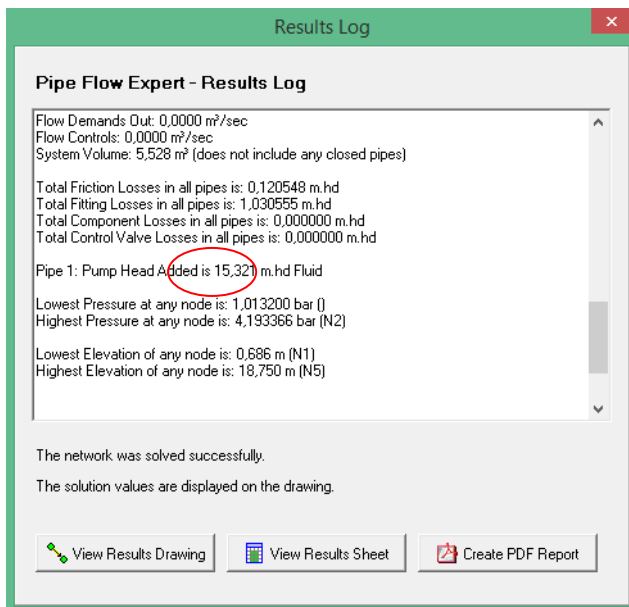
**Gambar 4.7** Instalasi perpipaan *Hemihydrate Recycle Pump* dengan menggunakan *software pipe flow expert*

Dengan menggunakan *software Pipe Flow Expert*, maka selain perhitungan secara manual perhitungan secara pemodelan numerik pun dapat dilakukan.

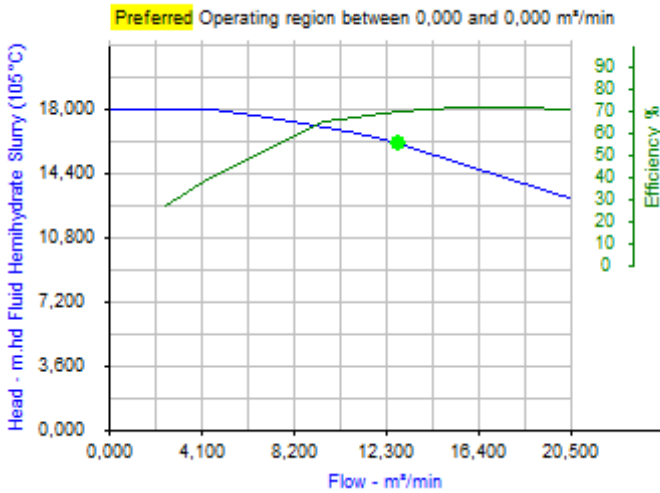
Untuk mendapatkan data-data yang diperlukan, khususnya *head* efektif instalasi pompa, maka dengan meng-klik *calculate*, akan muncul seperti pada gambar 4.8



**Gambar 4.8** Instalasi pompa setelah di *calculate*



**Gambar 4.9** Hasil setelah di-*calculate*



Gambar 4.10 Grafik Pompa setelah di-calculate

#### 4.13 Perbandingan *Head* Efektif Teoritis ( $H_{\text{eff}}$ ) dengan *Head* Efektif Numerik ( $H_{\text{eff PFE}}$ )

Dengan berdasarpada kedua perhitungan *head* efektif instalasi di atas dapat diketahui tingkat kesalahan perhitungan adalah

$$\text{tingkat kesalahan} = \frac{H_{\text{eff}} - H_{\text{eff PFE}}}{H_{\text{eff}}} \times 100\%$$

$$\text{tingkat kesalahan} = \frac{15,431 - 15,321}{15,431} \times 100\%$$

$$\text{Tingkat kesalahan} = 0,007 \%$$

## **BAB V**

### **KESIMPULAN**

Pada bab berikut ini memaparkan kesimpulan dan saran dari hasil perhitungan dan pemilihan ulang instalasi pompa dalam pembahasan mengenai instalasi pompa *hemihydrate recycle* pada unit produksi phosphoric acid Pabrik III di PT. Petrokimia Gresik.

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan hasil perhitungan dan perancangan ulang dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Kapasitas *Hemihydrate slurry* yang dipompakan oleh pompa sentrifugal P-2302B dibutuhkan untuk memenuhi proses di *premixer* (R-2301) sebesar 770 m<sup>3</sup>/h
2. Hasil perhitungan berdasarkan kecepatan yang diijinkan, diameter yang sesuai untuk pipa *suction* sebesar 24 inch dengan jenis pipa *Carbon Steel Pipe Schedule STD* dan pipa *discharge* sebesar 20 inch dengan jenis pipa *Carbon Steel Pipe Schedule STD*.
3. *Head* efektif pompa ( $H_{\text{eff}}$ ) dari perhitungan *analitis* didapat 15,431 m dan dari perhitungan numerik menggunakan *pipe flow expert* didapat 15,321 m dengan tingkat kesalahannya 0,007 %.
4.  $NPSH_A$  sebesar = 3,101m.
5. Daya penggerak pompa, didapatkan daya sebesar = 83,525 kW.
6. Pompa yang dipilih adalah jenis pompa sentrifugal single stage , *Warman Pump 12-10 F1AM GM V/L 5VCM HL*

#### **5.2 Saran**

Adapun saran untuk PT. Petrokimia Gresik yaitu :

- a. Sistem pengoperasian dari PT. Petrokimia Gresik cukup baik, mengingat sarana dan prasarana produksi cukup banyak, maka diperlukan operator yang lebih banyak dan berkualitas. Selain itu struktur organisasi cukup baik dan dapat dipertanggung jawabkan.

- b. Dalam mendukung kemajuan dari suatu perusahaan sebaiknya selalu diperlukan keprofesionalan dari seluruh karyawan.
- c. Data-data yang dibutuhkan mengenai perlengkapan atau peralatan secara mendetail sebaiknya tersedia cukup baik.
- d. Untuk melakukan penghematan biaya dan daya instalasi lebih efisien, penulis menyarankan pemakaian instalasi dan pemilihan pompa berdasarkan perhitungan pada buku laporan tugas akhir ini.



## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Dietzel, Fritz. *Turbin Pompa dan Kompresor, Alih Bahasa*.
- [2] Fox, Robert W ; Mc Donald, Alan T. 2010. *Introduction To Fluid Mechanics, 8<sup>th</sup> edition*. New York : John Wiley and Sons,inch.
- [3] Karassik, Igor J. 1960 .*Pump Handbook*. McGraw-Hill, Inc
- [4] Khetagurov, M. *Marine Auxiliary Machinery and Systems*. Diterjemahkan oleh Nicholas Weinstein dari bahasa Rusia. Moscow: Peace Publishers.
- [5] Mohinder L. Nayyar. *Piping Handbook, 7<sup>th</sup> ed*. 1994. McGraw-Hills.
- [6] Moran, Michael J and Shapiro, Howard N. *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*. John Wiley and Sons, 1996
- [7] Silowash, Brian . *Piping System Manual*, 2010. McGraw-Hills
- [8] Sularso ; Tahara,Haruo. 2006. *Pompa dan Kompresor*. Jakarta : PT Pradnya Paramita.
- [9] www.Pipeflow.Co.Uk. *Pipe Flow Expert*. Software. 2010.

*( Halaman ini sengaja dikosongkan )*

LAMPIRAN 1 : Tabel konversi

TABLE A.1 Conversion Factors		
<b>Area</b>		
$1 \text{ mm}^2 = 1.0 \times 10^{-6} \text{ m}^2$		$1 \text{ ft}^2 = 144 \text{ in.}^2$
$1 \text{ cm}^2 = 1.0 \times 10^{-4} \text{ m}^2 = 0.1550 \text{ in.}^2$		$1 \text{ in.}^2 = 6.4516 \text{ cm}^2 = 6.4516 \times 10^{-4} \text{ m}^2$
$1 \text{ m}^2 = 10.7639 \text{ ft}^2$		$1 \text{ ft}^2 = 0.092903 \text{ m}^2$
<b>Conductivity</b>		
$1 \text{ W/m-K} = 1 \text{ J/s-m-K}$ $= 0.577789 \text{ Btu/h-ft-R}$		$1 \text{ Btu/h-ft-R} = 1.730735 \text{ W/m-K}$
<b>Density</b>		
$1 \text{ kg/m}^3 = 0.06242797 \text{ lbm/ft}^3$		$1 \text{ lbm/ft}^3 = 16.01846 \text{ kg/m}^3$
$1 \text{ g/cm}^3 = 1000 \text{ kg/m}^3$		
$1 \text{ g/cm}^3 = 1 \text{ kg/L}$		
<b>Energy</b>		
$1 \text{ J} = 1 \text{ N-m} = 1 \text{ kg-m}^2/\text{s}^2$		
$1 \text{ J} = 0.737562 \text{ lbf-ft}$		$1 \text{ lbf-ft} = 1.355818 \text{ J}$
$1 \text{ cal (Int.)} = 4.1868 \text{ J}$		$= 1.28507 \times 10^{-3} \text{ Btu}$
		$1 \text{ Btu (Int.)} = 1.055056 \text{ kJ}$
$1 \text{ erg} = 1.0 \times 10^{-7} \text{ J}$		$= 778.1693 \text{ lbf-ft}$
$1 \text{ eV} = 1.60217733 \times 10^{-19} \text{ J}$		
<b>Force</b>		
$1 \text{ N} = 0.224809 \text{ lbf}$		$1 \text{ lbf} = 4.448222 \text{ N}$
$1 \text{ kp} = 9.80665 \text{ N} (1 \text{ kgf})$		
<b>Gravitation</b>		
$g = 9.80665 \text{ m/s}^2$		$g = 32.17405 \text{ ft/s}^2$
<b>Heat capacity, specific entropy</b>		
$1 \text{ kJ/kg-K} = 0.238846 \text{ Btu/lbm-R}$		$1 \text{ Btu/lbm-R} = 4.1868 \text{ kJ/kg-K}$
<b>Heat flux (per unit area)</b>		
$1 \text{ W/m}^2 = 0.316998 \text{ Btu/h-ft}^2$		$1 \text{ Btu/h-ft}^2 = 3.15459 \text{ W/m}^2$
<b>Heat transfer coefficient</b>		
$1 \text{ W/m}^2\text{-K} = 0.17611 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-R}$		$1 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-R} = 5.67826 \text{ W/m}^2\text{-K}$
<b>Length</b>		
$1 \text{ mm} = 0.001 \text{ m} = 0.1 \text{ cm}$		$1 \text{ ft} = 12 \text{ in.}$
$1 \text{ cm} = 0.01 \text{ m} = 10 \text{ mm} = 0.3937 \text{ in.}$		$1 \text{ in.} = 2.54 \text{ cm} = 0.0254 \text{ m}$
$1 \text{ m} = 3.28084 \text{ ft} = 39.37 \text{ in.}$		$1 \text{ ft} = 0.3048 \text{ m}$
$1 \text{ km} = 0.621371 \text{ mi}$		$1 \text{ mi} = 1.609344 \text{ km}$
$1 \text{ mi} = 1609.3 \text{ m (US statute)}$		$1 \text{ yd} = 0.9144 \text{ m}$

LAMPIRAN 2 : Lanjutan

TABLE A.1 (Continued) Conversion Factors	
<b>Specific kinetic energy (<math>V^2</math>)</b>	
1 m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> = 0.001 kJ/kg	1 ft <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> = 3.9941 × 10 <sup>-5</sup> Btu/lbm
1 kJ/kg = 1000 m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup>	1 Btu/lbm = 25037 ft <sup>2</sup> /s <sup>2</sup>
<b>Specific potential energy (<math>Zg</math>)</b>	
1 m-g <sub>mid</sub> = 9.80665 × 10 <sup>-3</sup> kJ/kg	1 ft-g <sub>mid</sub> = 1.0 lbf-ft/lbm
= 4.21607 × 10 <sup>-3</sup> Btu/lbm	= 0.001285 Btu/lbm
	= 0.002989 kJ/kg
<b>Specific volume</b>	
1 cm <sup>3</sup> /g = 0.001 m <sup>3</sup> /kg	
1 cm <sup>3</sup> /g = 1 L/kg	
1 m <sup>3</sup> /kg = 16.018 46 ft <sup>3</sup> /lbm	1 ft <sup>3</sup> lbm = 0.062 428 m <sup>3</sup> kg
<b>Temperature</b>	
1 K = 1 °C = 1.8 R = 1.8 F	1 R = (5/9) K
TC = TK - 273.15	TF = TR - 459.67
= (TF - 32)/1.8	= 1.8 TC + 32
TK = TR/1.8	TR = 1.8 TK
<b>Universal Gas Constant</b>	
R = N <sub>0</sub> k = 8.31451 kJ/kmol-K	R = 1.98589 Btu/lbmol-R
= 1.98589 kcal/kmol-K	= 1545.36 lbf-ft/lbmol-R
= 82.0578 atm-L/kmol-K	= 0.73024 atm-ft <sup>3</sup> /lbmol-R
	= 10.7317 (lbf/in. <sup>2</sup> )-ft <sup>3</sup> /lbmol-R
<b>Velocity</b>	
1 m/s = 3.6 km/h	1 ft/s = 0.681818 mi/h
= 3.28084 ft/s	= 0.3048 m/s
= 2.23694 mi/h	= 1.09728 km/h
1 km/h = 0.27778 m/s	1 mi/h = 1.46667 ft/s
= 0.91134 ft/s	= 0.44704 m/s
= 0.62137 mi/h	= 1.609344 km/h
<b>Volume</b>	
1 m <sup>3</sup> = 35.3147 ft <sup>3</sup>	1 ft <sup>3</sup> = 2.831 685 × 10 <sup>-2</sup> m <sup>3</sup>
1 L = 1 dm <sup>3</sup> = 0.001 m <sup>3</sup>	1 in. <sup>3</sup> = 1.6387 × 10 <sup>-5</sup> m <sup>3</sup>
1 Gal (US) = 3.785 412 L	1 Gal (UK) = 4.546 090 L
= 3.785 412 × 10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup>	1 Gal (US) = 231.00 in. <sup>3</sup>

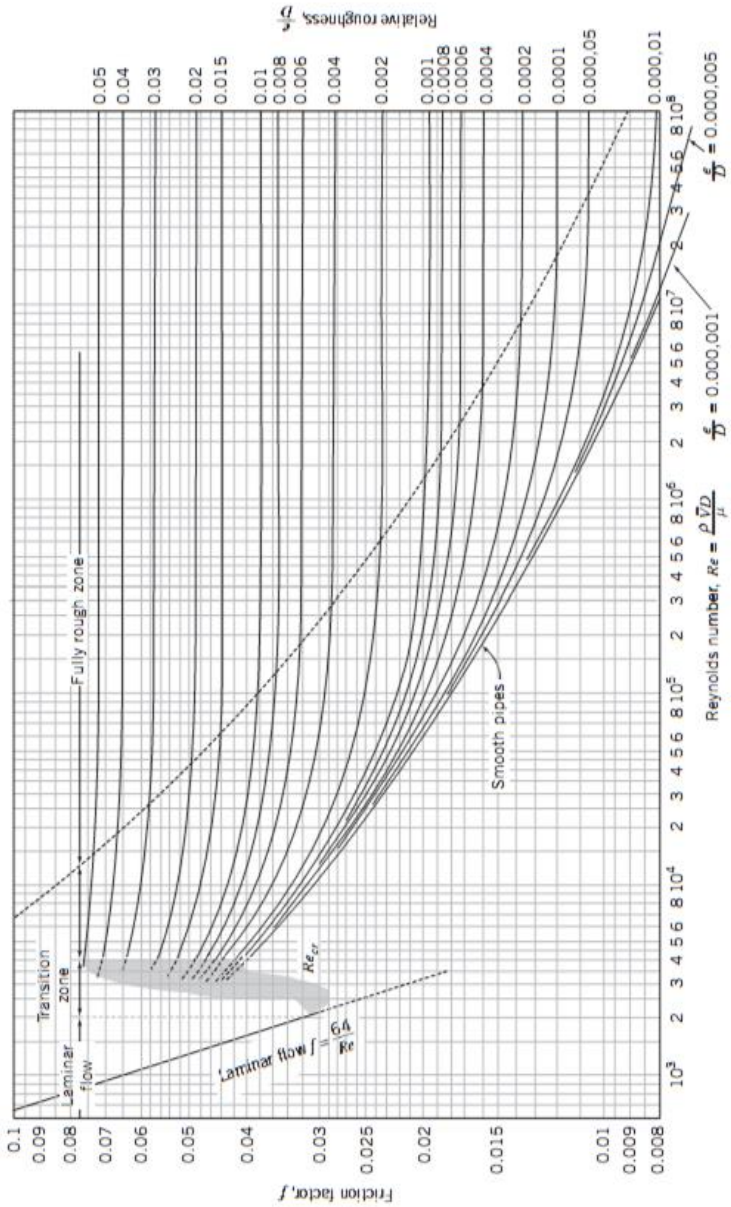
LAMPIRAN 3 : Lanjutan

**TABLE A.1 (Continued) Conversion Factors**

<b>Mass</b>			
1 kg	= 2.204 623 lbm	1 lbm	= 0.453 592 kg
1 tonne	= 1000 kg	1 slug	= 14.5939 kg
1 grain	= $6.47989 \times 10^{-5}$ kg	1 ton	= 2000 lbm
<b>Moment (torque)</b>			
1 N-m	= 0.737 562 lbf-ft	1 lbf-ft	= 1.355 818 N-m
<b>Momentum (mV)</b>			
1 kg-m/s	= 7.232 94 lbm-ft/s	1 lbm-ft/s	= 0.138 256 kg-m/s
	= 0.224809 lbf-s		
<b>Power</b>			
1 W	= 1 J/s = 1 N-m/s	1 lbf-ft/s	= 1.355 818 W
	= 0.737 562 lbf-ft/s		= 4.626 24 Btu/h
1 kW	= 3412.14 Btu/h	1 Btu/s	= 1.055 056 kW
1 hp (metric)	= 0.735 499 kW	1 hp (UK)	= 0.7457 kW
			= 550 lbf-ft/s
			= 2544.43 Btu/h
1 ton of refrigeration	= 3.516 85 kW	1 ton of refrigeration	= 12 000 Btu/h
<b>Pressure</b>			
1 Pa	= 1 N/m <sup>2</sup> = 1 kg/m-s <sup>2</sup>	1 lbf/in. <sup>2</sup>	= 6.894 757 kPa
1 bar	= $1.0 \times 10^5$ Pa = 100 kPa	1 atm	= 14.695 94 lbf/in. <sup>2</sup>
1 atm	= 101.325 kPa		= 29.921 in. Hg [32 F]
	= 1.01325 bar		= 33.899 5 ft H <sub>2</sub> O [4°C]
	= 760 mm Hg [0°C]		
	= 10.332 56 m H <sub>2</sub> O [4°C]		
1 torr	= 1 mm Hg [0°C]	1 in. Hg [0°C]	= 0.49115 lbf/in. <sup>2</sup>
1 mm Hg [0°C]	= 0.133 322 kPa	1 in. H <sub>2</sub> O [4°C]	= 0.036126 lbf/in. <sup>2</sup>
1 m H <sub>2</sub> O [4°C]	= 9.806 38 kPa		
<b>Specific energy</b>			
1 kJ/kg	= 0.42992 Btu/lbm	1 Btu/lbm	= 2.326 kJ/kg
	= 334.55 lbf-ft/lbm	1 lbf-ft/lbm	= $2.98907 \times 10^{-3}$ kJ/kg
			= $1.28507 \times 10^{-3}$ Btu/lbm

Richard E. Sonntag, Claus Borgnakke, Gordon J. Van Wylene  
(Fundamentals of Thermodynamic Fifth Edition)

# LAMPIRAN 4 : *Moody Diagram*



## LAMPIRAN 5 : Nilai Fitting

Pipe fitting friction coefficients ✖

**Fittings on:** P1, Carbon Steel , 24" 590,550 mm [ Pipe Id: 1 ]

Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K value	Qty
	GrCon	600 mm	24"	Gradual contraction	0,8100	1
	EnlProj	600 mm	24"	Pipe Entry Projecting	0,7800	1
	Gate	600 mm	24"	Gate Valve	0,1000	1
	TT	600 mm	24"	Through Tee	0,2800	1
	E-XJ	600 mm	24"	Expansion Joint	2,3000	1

Total K = 4,27

Save

Clear

Cancel

**Fitting Database:** Double click on a fitting below to add the item to the pipe fittings. ▲ ▼

Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K
	SB	25 mm	1"	Standard Bend	0,6900
	LB	25 mm	1"	Long bend	0,3700
	PB	25 mm	1"	Pipe bend	0,2800
	RB	25 mm	1"	Return bend	1,1500
	MB45	25 mm	1"	Mitre bend 45°	0,3500
	MB90	25 mm	1"	Mitre bend 90°	1,3800
	Gate	25 mm	1"	Gate Valve	0,1800
	Globe	25 mm	1"	Globe Valve	7,8000
	Angle	25 mm	1"	Globe Valve Angled	3,4500
	Plug	25 mm	1"	Plug Valve Straightway	0,4100
	Bfly	25 mm	1"	Butterfly Valve	1,1000
	BallFB	25 mm	1"	Ball Valve Full Bore	0,0700
	BallRB	25 mm	1"	Ball Valve Reduced Bore	2,4000
	LiftCh	25 mm	1"	Lift Check Valve	13,8000
	AngCh	25 mm	1"	Lift Check Angled	1,3000
	ChSw	25 mm	1"	Check Swing Valve	4,1000
	ChWaf	25 mm	1"	Wafer Check Valve	14,5000

Add selection to pipe

Move to fitting size: 25 mm | 1"

Calculate K value

entrance rounded

gradual enlargement

gradual contraction

sudden enlargement

sudden contraction

long pipe bend

Create new fitting

Remove entry

Pipe fitting friction coefficients ✖

**Fittings on:** P2, Carbon Steel , 20 487,680 mm [ Pipe Id: 2 ]

Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K value	Qty
	GrEn	600 mm	24"	Gradual enlargement	0,0700	1
	SB	600 mm	24"	Standard Bend	0,3600	1

Total K = 0,43

Save

Clear

Cancel

**Fitting Database:** Double click on a fitting below to add the item to the pipe fittings. ▲ ▼

Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K
	SB	25 mm	1"	Standard Bend	0,6900
	LB	25 mm	1"	Long bend	0,3700
	PB	25 mm	1"	Pipe bend	0,2800
	RB	25 mm	1"	Return bend	1,1500
	MB45	25 mm	1"	Mitre bend 45°	0,3500
	MB90	25 mm	1"	Mitre bend 90°	1,3800
	Gate	25 mm	1"	Gate Valve	0,1800
	Globe	25 mm	1"	Globe Valve	7,8000
	Angle	25 mm	1"	Globe Valve Angled	3,4500
	Plug	25 mm	1"	Plug Valve Straightway	0,4100
	Bfly	25 mm	1"	Butterfly Valve	1,1000
	BallFB	25 mm	1"	Ball Valve Full Bore	0,0700
	BallRB	25 mm	1"	Ball Valve Reduced Bore	2,4000
	LiftCh	25 mm	1"	Lift Check Valve	13,8000
	AngCh	25 mm	1"	Lift Check Angled	1,3000
	ChSw	25 mm	1"	Check Swing Valve	4,1000
	ChWaf	25 mm	1"	Wafer Check Valve	14,5000

Add selection to pipe

Move to fitting size: 25 mm | 1"

Calculate K value

entrance rounded

gradual enlargement

gradual contraction

sudden enlargement

sudden contraction

long pipe bend

Create new fitting

Remove entry

Pipe fitting friction coefficients

Fittings on: P3, Carbon Steel , 22 539,750 mm (Pipe Id: 3)

Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K value	Qty
	PRad	600 mm	24"	Elbow 42,44	0,1400	1
	TT	600 mm	24"	Through Tee	0,2800	1
	EXJ	600 mm	24"	Expansion Joint	2,3000	1

Total K = 2,72

Save

Clear

Cancel

Fitting Database: Double click on a fitting below to add the item to the pipe fittings.

Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K
	SB	25 mm	1"	Standard Bend	0,6300
	LB	25 mm	1"	Long bend	0,3700
	PB	25 mm	1"	Pipe bend	0,2800
	RB	25 mm	1"	Return bend	1,1500
	MB45	25 mm	1"	Mitre bend 45°	0,3500
	MB90	25 mm	1"	Mitre bend 90°	1,3800
	Gate	25 mm	1"	Gate Valve	0,1800
	Globe	25 mm	1"	Globe Valve	7,8000
	Angle	25 mm	1"	Globe Valve Angled	3,4500
	Plug	25 mm	1"	Plug Valve Straightway	0,4100
	Bfly	25 mm	1"	Butterfly Valve	1,1000
	BallFB	25 mm	1"	Ball Valve Full Bore	0,0700
	BallRB	25 mm	1"	Ball Valve Reduced Bore	2,4000
	LitCh	25 mm	1"	Lift Check Valve	13,8000
	AngCh	25 mm	1"	Lift Check Angled	1,3000
	ChSw	25 mm	1"	Check Swing Valve	4,1000
	ChWaf	25 mm	1"	Wafer Check Valve	14,5000

Add selection to pipe

Move to fitting size  
25 mm | 1"

Calculate K value

entrance rounded

gradual enlargement

gradual contraction

sudden enlargement

sudden contraction

long pipe bend

Create new fitting

Remove entry

Pipe fitting friction coefficients

Fittings on: P4, Carbon Steel , 20 487,680 mm (Pipe Id: 4)

Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K value	Qty
	RFM	500 mm	20"	ROTATE FLOW METER	10,0000	1
	PRad	600 mm	24"	Elbow 137,56	0,2000	1

Total K = 10,20

Save

Clear

Cancel

Fitting Database: Double click on a fitting below to add the item to the pipe fittings.

Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K
	SB	25 mm	1"	Standard Bend	0,6300
	LB	25 mm	1"	Long bend	0,3700
	PB	25 mm	1"	Pipe bend	0,2800
	RB	25 mm	1"	Return bend	1,1500
	MB45	25 mm	1"	Mitre bend 45°	0,3500
	MB90	25 mm	1"	Mitre bend 90°	1,3800
	Gate	25 mm	1"	Gate Valve	0,1800
	Globe	25 mm	1"	Globe Valve	7,8000
	Angle	25 mm	1"	Globe Valve Angled	3,4500
	Plug	25 mm	1"	Plug Valve Straightway	0,4100
	Bfly	25 mm	1"	Butterfly Valve	1,1000
	BallFB	25 mm	1"	Ball Valve Full Bore	0,0700
	BallRB	25 mm	1"	Ball Valve Reduced Bore	2,4000
	LitCh	25 mm	1"	Lift Check Valve	13,8000
	AngCh	25 mm	1"	Lift Check Angled	1,3000
	ChSw	25 mm	1"	Check Swing Valve	4,1000
	ChWaf	25 mm	1"	Wafer Check Valve	14,5000

Add selection to pipe

Move to fitting size  
25 mm | 1"

Calculate K value

entrance rounded

gradual enlargement

gradual contraction

sudden enlargement

sudden contraction

long pipe bend


Create new fitting

Remove entry



Pipe fitting friction coefficients

**Fittings on:** P5, Carbon Steel, 20 487,680 mm (Pipe Id: 5)

Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K value	Qty
	Open	500 mm	20"	Open pipe Exit	1,0000	1


















Total K = 1,00

Save

 Clear

 Cancel






**Fitting Database:** Double click on a fitting below to add the item to the pipe fittings.


Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K
	SB	25 mm	1"	Standard Bend	0,6900
	LB	25 mm	1"	Long bend	0,3700
	PB	25 mm	1"	Pipe bend	0,2800
	RB	25 mm	1"	Return bend	1,1500
	MB45	25 mm	1"	Mitre bend 45°	0,3500
	MB90	25 mm	1"	Mitre bend 90°	1,3800
	Gate	25 mm	1"	Gate Valve	0,1800
	Globe	25 mm	1"	Globe Valve	7,8000
	Angle	25 mm	1"	Globe Valve Angled	3,4500
	Plug	25 mm	1"	Plug Valve Straightway	0,4100
	Bfly	25 mm	1"	Butterfly Valve	1,1000
	BallFB	25 mm	1"	Ball Valve Full Bore	0,0700
	BallRB	25 mm	1"	Ball Valve Reduced Bore	2,4000
	LiftCh	25 mm	1"	Lift Check Valve	13,8000
	AngCh	25 mm	1"	Lift Check Angled	1,3000
	ChSw	25 mm	1"	Check Swing Valve	4,1000
	ChWaf	25 mm	1"	Water Check Valve	14,5000


 Add selection to pipe

Move to fitting size  
 25 mm | 1"

Calculate K value

-  entrance rounded
-  gradual enlargement
-  gradual contraction
-  sudden enlargement
-  sudden contraction
-  long pipe bend

 Create new fitting

 Remove entry

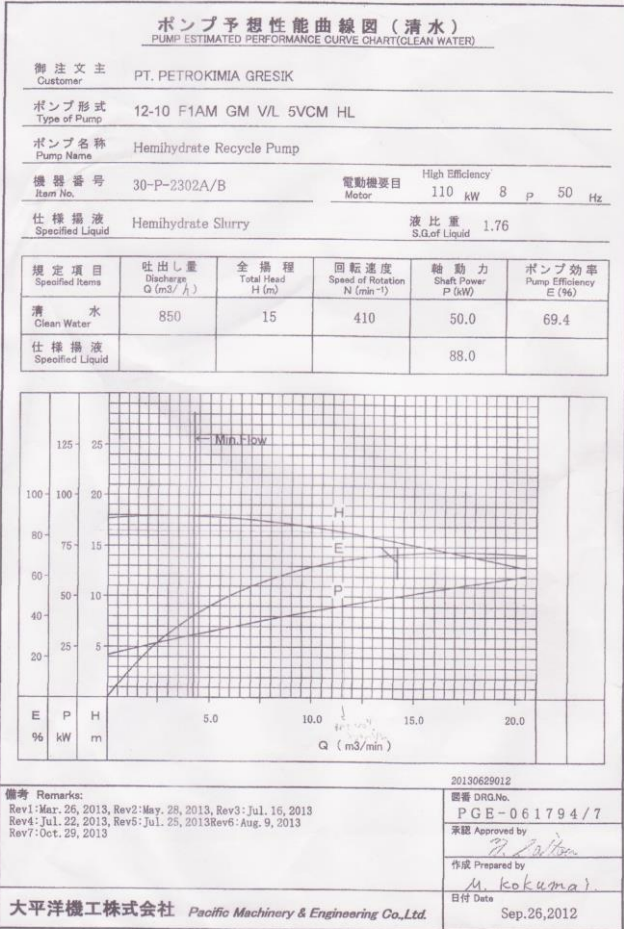
## LAMPIRAN 6 : Recommended Velocities in Pipeline

Fluid	Application	Range			
		Low	High	Low	High
		ft/sec	ft/sec	m/sec	m/sec
Acetylene		67		20.4	
Air	Air or Flue Gas Ducting	10	35	3.0	10.7
Air	Centrifugal Compressor - All Piping	50	100	15.2	30.5
Air	Piston Compressor Discharge	70	100	21.3	30.5
Air	Piston Compressor Suction	50	70	15.2	21.3
Ammonia	Gaseous	33	100	10.1	30.5
Ammonia	Liquid	2	6	0.6	1.8
Benzene		6		1.8	
Bromine	Gaseous	33		10.1	
Bromine	Liquid	4		1.2	
Calcium Chloride		4		1.2	
Carbon Tetrachloride		6		1.8	
Chlorine	Dry Gas	33	83	10.1	25.3
Chlorine	Dry Liquid	5		1.5	
Chloroform	Gaseous	33		10.1	
Chloroform	Liquid	6		1.8	
Ethylene	Gaseous	100		30.5	
Ethylene Dibromide		4		1.2	
Ethylene Dichloride		6		1.8	
Ethylene Glycol		6		1.8	
Hydrochloric Acid	Gaseous	67		20.4	
Hydrochloric Acid	Liquid	5		1.5	
Hydrogen		67		20.4	
Methyl Chloride	Gaseous	67		20.4	
Methyl Chloride	Liquid	6		1.8	
Natural Gas	75 psig and Below Main Lines	35	115	10.7	35.1
Natural Gas	Cross-Country	80	250	24.4	76.2
Natural Gas	Low Pressure Main Lines	3	6	0.9	1.8
Oil	Gravity Flow	2	3	0.6	0.9
Oil	Heavy Viscosity	2	3	0.6	0.9
Oil	Light Viscosity	3	6	0.9	1.8
Oil	Suction Lines	3	4	0.9	1.2
Oxygen	Up to 200 psig	30	100	9.1	30.5
Paper Stock	2% to 2.5% A.D Consistency	3	10	0.9	3.0
Paper Stock	3% to 6% A.D. Consistency	1	8	0.3	2.4
Perchloroethylene		6		1.8	
Propylene Glycol		5		1.5	
Sand	5 to 25% by Volume	12		3.7	

## LAMPIRAN 7 : Lanjutan

Fluid	Application	Range			
		Low	High	Low	High
		ft/sec	ft/sec	m/sec	m/sec
Sand	Coarse & Granulated Slag	12	13	3.7	4.0
Sand	Fine Graded	8	10	2.4	3.0
Sand	Gravel up to 1/2"	14		4.3	
Sand	Ordinary	11		3.4	
Sewage	Slurry	2.5	3	0.8	0.9
Sodium Chloride	No Solids	5	8	1.5	2.4
Sodium Chloride	With Solids	6	15	1.8	4.6
Sodium Hydroxide	0% - 30%	6		1.8	
Sodium Hydroxide	30% - 50%	5		1.5	
Sodium Hydroxide	50% - 73%	4		1.2	
Steam	Boiler to Turbine Cold Reheat	100	135	30.5	41.1
Steam	Boiler to Turbine Hot Reheat	135	170	41.1	51.8
Steam	HP Bypass of Turbine	200	270	61.0	82.3
Steam	HP District Heating	833	1250	253.9	381.0
Steam	Long Run	135	200	41.1	61.0
Steam	LP Bypass of Turbine	270	335	82.3	102.1
Steam	Saturated up to 15 psig for Heating	17	70	5.2	21.3
Steam	Saturated, 50 psig and Higher	100	167	30.5	50.9
Steam	Superheated 200 psig and Higher	167	300	50.9	91.4
Steam	Superheated Main	100	200	30.5	61.0
Styrene		6		1.8	
Sulfur Dioxide		67		20.4	
Sulfuric Acid		4		1.2	
Tar	Discharge Lines	2	2.5	0.6	0.8
Tar	Gravity Flow	1	1.5	0.3	0.5
Tar	Suction Lines	1	2	0.3	0.6
Trichlorethylene		6		1.8	
Vinyl Chloride		6		1.8	
Vinylidene Chloride		6		1.8	
Water	Boiler Feedwater Discharge	10	17	3.0	5.2
Water	Centrifugal Pump Discharge	5	12	1.5	3.7
Water	Centrifugal Pump Suction	2	5	0.6	1.5
Water	City Water/Service Mains	2	5	0.6	1.5
Water	Fire Hose		10		3.0
Water	General Service	4	10	1.2	3.0
Water	Gravity Flow	2	3	0.6	0.9
Water	Hot Water Recirc		3		0.9
Water	Reciprocating Pump Discharge	5	10	1.5	3.0
Water	Reciprocating Pump Suction	2	5	0.6	1.5
Water	Sea Water	5	12	1.5	3.7

# LAMPIRAN 8 :Kurva Performansi Pompa



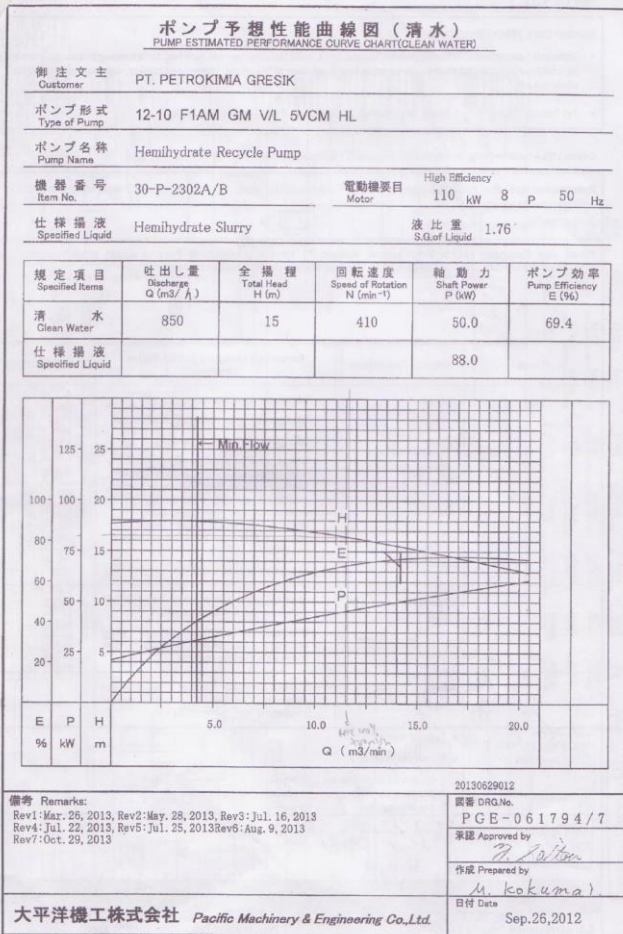
## LAMPIRAN 9 : Penulis dengan Pompa Hemihydrate Recycle



# LAMPIRAN 10 : Data Sheet

WARMAN PUMP DATA SHEET										Pacflo Machinery & Engineering Co., Ltd.	
Job No. : PROJECT Name : REVAMP OF PHOSPHORIC ACID PLANT PROJECT					Date : Oct. 29. 2013						
Customer : PT. PETROKIMIA GRESIK					Drawing No. : PGD- 062112		Rev. : 1				
Item No. : 30-P-2302A/B		Pump Name : Hemihydrate Recycle Pump					Approved by : <i>F. Saito</i>		Prepared by : M.kokumai		
Quantity : 2	Type of Pump : 12-10 F1AM GM V/L 5VCM HL	Case Type : Single Suction Volute Pump		Discharge : 850 m <sup>3</sup> /h		Total Head : 15 m		Speed of Rotation : 410 min <sup>-1</sup>			
Specified Items		Discharge : 850 m <sup>3</sup> /h		Total Head : 15 m		Speed of Rotation : 410 min <sup>-1</sup>		Drive Arr. : V - Belt			
Driving Type		MAX NOR MIN : 141		NPSHA : 6.94 m		NPSH3 : 2.5 m		Rotation : Clockwise			
Specified Liquid : Hemihydrate Slurry		Temp. : 105 °C		Density of Slurry : wt%		Slurry : 5 Vanas		Impeller Type : Closed			
Materials		Impeller : PDM		Liner : PDM		Mech Seal Box : PDM		Shaft Sleeve M : PDM			
Motor		TOSHIBA		Voltage : 380 V		Frequency : 50 Hz		Insulation : F			
Utility		Type : FLUSHING		1/min : 8~10		MP a : 0.20~0.25		V-Pulley Type :			
Painting		RAL7035		Motor Mount : Horizontal Reverse		Attached Drawings : PGE - 061794 7		PGH - 062114			
Approximate Mass		Pump : 3865 kg		Motor : 1225 kg		Accessories : 1150 kg		Total : 6240 kg			
Remarks		Estimated noise level (1m): 84dB		2013A-0829012-2-1		2013B-0829012-0-0		2013F-0829012-0-0			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013B-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0		PGE - 062113		PGH - 062197			
2013M-0829012-0-0		2013W1-0829012-0-0		2013W2-0829012-0-0							

# LAMPIRAN 11: Kurva Karakteristik Pompa P-2302















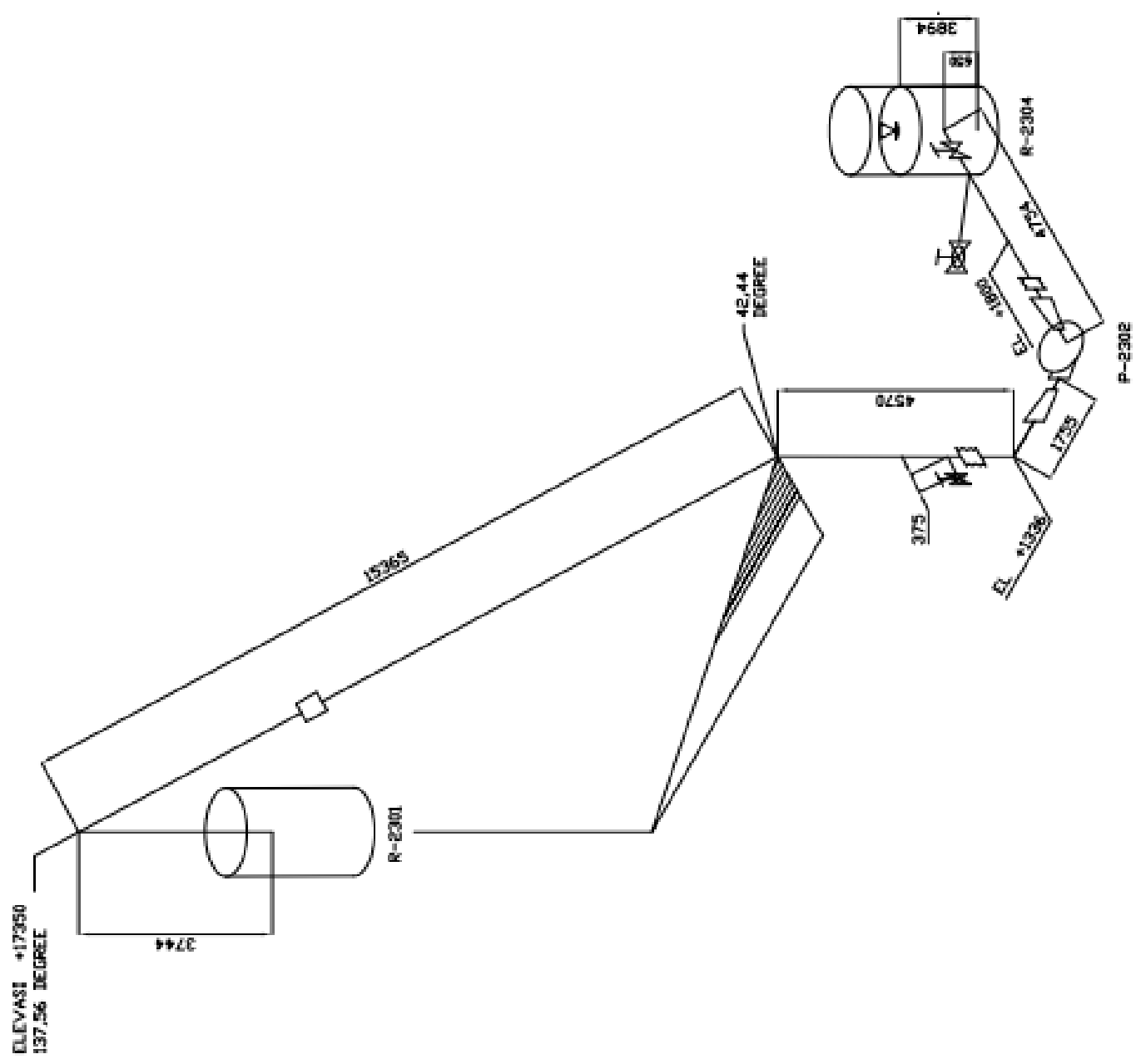








- 
 ROTATE FLOW METER
- 
 VALVE GATE KNIFE
- 
 VALVE BUTTERFLY
- 
 GRADUAL CONTRACTION
- 
 EXPANSION JOINT
- 
 GRADUAL ENLARGEMENT



	SKALA : 1 : 100	DIGAMBAR : WILDAN INAM AL GHOBIE	KETERANGAN :
	SATUAN : mm	NOP : 2114030075	
	TANGGAL: 17 - 06 - 2017	DELHIAT : DR. H. HERU ARI MANTO, MT.	
DEPARTEMEN TEKNIK MESIN INDUSTRI IV-4FS	LAYOUT POMPA DAN SISTEM PERPIPAAN REASUBSIDARITE RECYCLE PADA BAGIAN REACTOR UNIPROGRESI PENGASPIKORAC AC20 PT.PETROKEMIA CRESIK.		Lembar Ke 1
			A4

## BIODATA PENULIS



Penulis tugas akhir ini bernama Wildan Imam Al Ghozie. Tugas Akhir ini diselesaikan sebagai persyaratan untuk kelulusan D-III di Teknik Mesin ITS. Penulis dilahirkan di Pasuruan, 19 Juli 1996, merupakan anak Pertama dari empat bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu TK Dharma Wanita III Kapong, SD Plus Muhammadiyah 1 Waru, SMPIT Al Kahfi Sidoarjo, dan SMA Negeri 1

Pamekasan . Pada tahun 2014 Penulis diterima di Jurusan D-III Teknik Mesin FTI-ITS dan terdaftar sebagai mahasiswa dengan NRP 2114 030 075. Konversi Energi merupakan bidang studi yang dipilih penulis dalam pengerjaan Tugas Akhir.

Selama duduk di bangku kuliah penulis aktif mengikuti kegiatan perkuliahan. Penulis juga pernah mengikuti berbagai kegiatan dan bergabung dalam organisasi. Organisasi yang pernah diikutinya antara lain : Menjadi staff Badan Semi Otonom Jundullah HMDM pada periode 2015-2016. PT Pembangkitan Jawa Bali Unit Pembangkitan Paiton (PT PJB UP Paiton) merupakan tempat kerja praktek penulis selama satu bulan pada 20 Juni s/d 20 Juli 2016 di bidang Pemeliharaan Mesin 1.

Pelatihan yang pernah diikuti penulis : PKTI HMDM (2014), LKMM Pra-TD XII FTI-ITS (2014), LKMM TD VIII HMDM FTI-ITS (2015) dan Program Studi Islam TPKI JMMI ITS (2014)

*E-mail : alwildan9@maill.com*