

# GENERATOR UAP PIPA TERJAL

**Tugas Akhir**

Nomor Soal: 93/FT.USD/TM/X/2000.(tahun)

**Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
Program Studi Teknik Mesin**



**Oleh:**

FO PHIN

NIM: 975214001

NIRM: 970051123109120001

**PROGRAM STUDI TEKNIK MESIN JURUSAN TEKNIK MESIN**

**FAKULTAS TEKNIK**

**UNIVERSITAS SANATA DHARMA**

**YOGYAKARTA**

**2001**

Halaman Persetujuan Pembimbing

Tugas Akhir

## GENERATOR UAP PIPA TERJAL

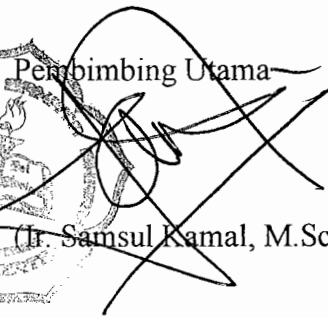
Oleh:

FO PHIN

NIM: 975214001

NIRM: 970051123109120001

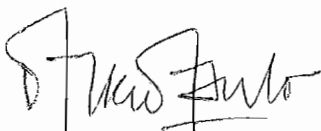
Telah Disetujui Oleh:

  
Pembimbing Utama

(H. Samsul Kamal, M.Sc., Ph.D.)

Tanggal: 22 Agustus 2000

Pembimbing Kedua

  
(D. Doddy Purwadianto, S.T.)

Tanggal: 22 Agustus 2000

Halaman Pengesahan

Tugas Akhir

## GENERATOR UAP PIPA TERJAL

Dipersiapkan dan ditulis oleh:

FO PHIN

NIM: 975214001

NIRM: 970051123109120001

Telah dipertahankan di depan Panitia Penguji

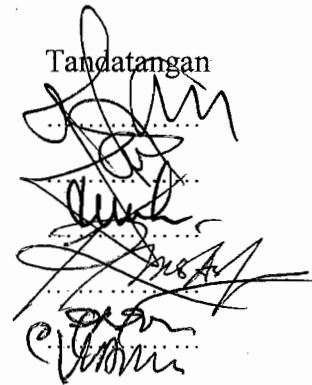
Pada tanggal : 21 September 2001

Dan dinyatakan memenuhi syarat

### Susunan Panitia Penguji

	Nama lengkap
Ketua	: Ir. G. Harjanto
Sekretaris	: Ir. Samsul Kamal, M.Sc.,Ph.D.
Anggota	: Dr. Ir. Viktor Malau, DEA.
Anggota	: Ir. M. Rines Alapan
Anggota	: Ir. PK. Purwadi

Tandatangan

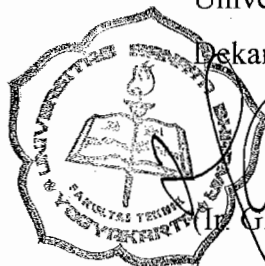


Yogyakarta, 21 September 2001

Fakultas Teknik

Universitas Sanata Dharma

Dekan,



(Ir. G. Harjanto)



**JURUSAN TEKNIK MESIN**  
**FAKULTAS TEKNIK**  
**UNIVERSITAS SANATA DHARMA**  
**YOGYAKARTA**


(Kampus III) Paingan Maguwoharjo, Sleman -DIY  
Telp.(0274) 883037,883968, Fax. 0274562383

TUGAS AKHIR PROGRAM S-1 JURUSAN TEKNIK MESIN

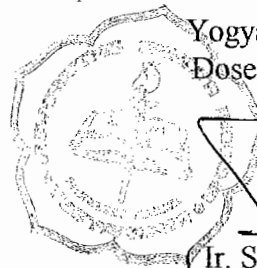
Nomor : 93 / FT.USD / TM / X / 2000

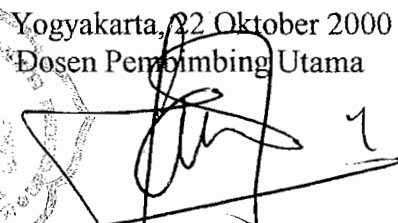
Diberikan kepada :  
Nama Mahasiswa : Fo Phin  
Nomor Mahasiswa : 975214001  
NIRM : 970051123109120001  
Jurusan : TEKNIK MESIN  
Fakultas : TEKNIK  
Mata kuliah : Generator Uap dan Gas  
Judul/ naskah soal : Buatlah suatu perencanaan lengkap sebuah generator uap dengan spesifikasi sebagai berikut :  
Kapasitas : 50.000 lb/jam.  
Temperatur : 800 oF  
Tekanan : 250 psig.  
Bahan bakar : batu bara.  
Perencanaan meliputi juga gambar yang diperlukan dan diperkirakan konstruksi generator uap tersebut adalah mendekati gambar terlampir.  
(No: Soal : 10 / USD / GU / 1199 ).  
Tanggal dimulai : 22 Agustus 2000

Pembimbing Kedua

  
M. Purwadianto, S.T. )

Yogyakarta, 22 Oktober 2000  
Dosen Pembimbing Utama



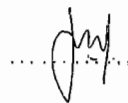
  
(Ir. Samsul Kamal, M.Sc., Ph.D. )

## PERNYATAAN KEASLIAN KARYA

Saya menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang saya tulis ini tidak memuat karya atau bagian dari karya orang lain, terkecuali yang telah disebutkan pada daftar pustaka ataupun catatan kaki (*foot note*), sebagaimana layaknya karya ilmiah.

Yogyakarta, 1 April 2001

Penyusun,



( Fo Phin)

## PERSEMBAHAN

Dipersembahkan Untuk:

Orang tua yang tercinta dan Orang yang paling dicintai  
serta Teman-teman semua.

## MOTTO

Kami Anak Nakal Suatu Saat Akan Sadar  
U'tuk menjadi Orang Berguna bagi Nusa dan Bangsa.

## KATA PENGANTAR

Puji syukur dan terima kasih kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena telah memberi kami kekuatan yang luar biasa, sehingga Tugas Akhir ini, dapat diselesaikan.

Tugas Akhir ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh Gelar Sarjana Teknik Program Studi Teknik Mesin, selama masa kuliah 8 Semester.

Kami sadari, bahwa masih banyak kelemahan-kelemahan di dalam penyusunan Tugas Akhir ini. Oleh karena itu, kami selaku penyusun sangat berharap akan saran dan kritik dari pembaca.

Tidak lupa juga kami ucapkan banyak terima kasih kepada dosen-dosen Pembimbing Tugas Akhir, semua dosen-dosen dan karyawan Universitas Sanata Dharma serta teman-teman tercinta yang telah banyak membantu dengan terselesainya Tugas Akhir ini.

Yogyakarta, 1 April 2001

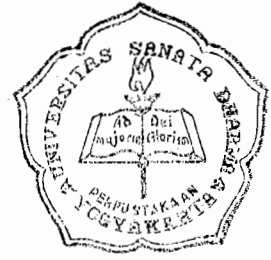
Penyusun,

.....

( Fo Phin)



## DAFTAR ISI



<b>Halaman Persetujuan Pembimbing</b>	<b>ii</b>
<b>Halaman Pengesahan</b>	<b>iii</b>
<b>Pernyataan Keaslian Karya</b>	<b>iv</b>
<b>Persembahan</b>	<b>v</b>
<b>Motto</b>	<b>vi</b>
<b>Kata Pengantar</b>	<b>vii</b>
<b>Daftar Isi</b>	<b>viii</b>
<b>Daftar Tabel dan Gambar</b>	<b>xii</b>
<b>Daftar Istilah</b>	<b>xv</b>
<b>Bab I Pendahuluan</b>	<b>1</b>
I. 1. Tinjauan Umum	1
I. 2. Klasifikasi Generator Uap	3
<b>Bab II Perencanaan Generator Uap</b>	<b>14</b>
II. 1. Dasar Perencanaan	14
II. 2. Pemilihan Jenis Generator Uap	15
II. 3. Pembatasan Masalah	16
II. 4. Sirkulasi Air Generator Berpipa Terjal	17
II. 5. Kebutuhan Kalor Generator Uap	20

<b>Bab III Proses Pembakaran Bahan Bakar</b>	<b>21</b>
III. 1. Bahan bakar	21
III. 2. Peralatan Pembakaran	26
III. 3. Reaksi Pembakaran	41
III. 4. Perhitungan Nilai Pembakaran	42
III. 5. Kebutuhan Bahan Bakar	43
III. 6. Kebutuhan Udara Pembakaran	44
III. 7. Jumlah Gas Asap Hasil Pembakaran	44
<b>Bab IV Perhitungan Perpindahan Panas</b>	<b>46</b>
4. 1. Perencanaan Dapur ( <i>furnace</i> )	46
4. 2. Pipa-pipa Terjal (pipa-pipa penguap)	49
4. 3. Superheater	58
4. 4. Evaporator Boiler Banks	65
4. 5. Kebocoran kalor dari boiler bank ke ekonomiser	69
4. 6. Economiser	72
4. 7. Efisiensi Generator Uap	77
<b>Bab V Cerobong</b>	<b>81</b>
5. 1. Cerobong	81
5. 2. Ventilator	81
5. 3. Perhitungan Cerobong	82

<b>Bab VI Alat Keamanan Generator Uap</b>	<b>87</b>
6. 1. Katub Keamanan	87
6. 2. Peluit Keamanan	88
6. 3. Garis Api	89
6. 4. Manometer	90
6. 5. Thermometer	91
6. 6. Flow Meter	94
6. 7. CO <sub>2</sub> Recorder	95
6. 8. Gelas Penduga	96
6. 9. Sumbat Penduga	96
6.10. Sumbat Leleh (Prop Timah)	97
6.11. Aparat Pengisi ( <i>Feed Connection</i> )	98
6.12. Kran Uap ( <i>Stop Valve</i> )	99
6.13. Aparat Pembuang ( <i>Blow Off Connection</i> )	100
<b>Bab VII Alat Kontrol dan Pengaturan Otomatis</b>	<b>102</b>
7. 1. Tipe Sistim dan Komponen Kontrol	103
7. 2. Sistim Kontrol Pembakaran	104
7. 3. Sistim Kontrol Tinggi Permukaan Air Ketel	109
7. 4. Sistim Kontrol Suhu Uap	113
7. 5. Kontrol Pengawasan Burner	119
7. 6. Kontrol Terhadap Kapasitas dan Kerja Burner	122
7. 7. Pengaturan Pompa dan Kapasitas Air Isian Ketel	124

7. 8. Otomatisasi <i>Blow Down</i>	127
<b>Bab VIII Air Isian Ketel</b>	<b>133</b>
8. 1. Pemasakan Air Ketel	134
8. 2. Pembentukan Kerak dan Lumpur	135
8. 3. Pencegahan Pembentukan Kerak dan Lumpur	137
8. 4. Korosi dan Cara Pencegahannya	148
8. 5. Perhitungan Pompa Air Isian Generator Uap	154
<b>Bab IX Perhitungan Kekuatan Dinding Ketel</b>	<b>157</b>
9. 1. Perhitungan Ketebalan Drum dan Header Ketel	158
9. 2. Perhitungan Tekanan Kerja atau Tebal Minimum Pada Bagian-bagian Ketel	160
9. 3. Perhitungan Konstruksi Pendukung Drum	162
<b>Bab X Operasi dan Perawatan</b>	<b>163</b>
<b>Bab XI Kesimpulan</b>	<b>178</b>
<b>Daftar Pustaka</b>	
<b>Lampiran A</b>	
<b>Lampiran B</b>	

## DAFTAR TABEL DAN GAMBAR

- Tabel 6.4. Tipe thermocouples
- Tabel 7.1. Output milivolt dari elektroda terhadap pH pada suhu 25°C
- Tabel 7.2. Air ketel hubungan tekanan dan rasio silikat
- Gambar 1.1. Sirkulasi alam
- Gambar 2.1. Generator berpipa terjal
- Gambar 3.1. Pembakaran bunsen
- Gambar 3.2. Boiler pipa api dengan tabungan drop vertical dan jeruji tetap
- Gambar 3.3. Boiler pipa api dengan jeruji rantai
- Gambar 3.4. Boiler pipa api dengan stoker arang mini
- Gambar 3.5. Rangkaian hidrolik untuk tekanan jet burner minyak
- Gambar 3.6. Kombinasi gas dan minyak untuk boiler pipa air.
- Gambar 3.7. Atomiser uap atau udara
- Gambar 3.8. Prinsip burner penutup rotari
- Gambar 3.9. Burner dua bahan bakar (minyak atau gas)
- Gambar 3.10. Stoker jeruji rantai untuk pipa api
- Gambar 3.11. Louvre tipe jeruji berjalan
- Gambar 3.12. Stoker jeruji dumping
- Gambar 3.13. Umpan berputar dan penyebar
- Gambar 3.14. Jenis roller dan alat pengilingan serbuk
- Gambar 3.15. Boiler pipa api horizontal dengan wadah cair
- Gambar 3.16. Boiler pipa api vertikal dengan wadah cair

- Gambar 6.1. Katub keamanan
- Gambar 6.2. Peluit keamanan
- Gambar 6.3. Manometer
- Gambar 6.5. Instalasi peened junction
- Gambar 6.6. *Hot-junction* pada permukaan pipa tanpa isolasi
- Gambar 6.7. ThermocoupeI
- Gambar 6.8. Flow meter
- Gambar 6.9. CO<sub>2</sub> Recorder
- Gambar 6.10. Gelas Penduga
- Gambar 6.11. Kran otomatis
- Gambar 6.12. Kran uap
- Gambar 7.1. Diagram sistim kontrol sederhana
- Gambar 7.2. Diagram *positioning type*
- Gambar 7.3. Diagram sistim kontrol *flow type*
- Gambar 7.4. Diagram sistim kontrol *metering type*
- Gambar 7.5. Diagram sistim kontrol kombinasi
- Gambar 7.6. Kontrol signal tunggal operasi sendiri
- Gambar 7.7. Diagram sistim kontrol signal tunggal dengan listrik
- Gambar 7.8. Diagram sistim kontrol signal ganda
- Gambar 7.9. Diagram sistim kontrol signal 3 elemen
- Gambar 7.10. Pembakaran terpisah burner dari superheater
- Gambar 7.11. Pengaturan suhu sistim kelebihan udara
- Gambar 7.12. Pengaturan suhu sistim sirkulasi kembali gas

- Gambar 7.13. Pengaturan suhu sistim gas *bypass*
- Gambar 7.14. *Condenser type of surface attemperator*
- Gambar 7.15. Kontrol otomatis untuk *attemperator type drum*
- Gambar 7.16. Kontrol penyalaan burner utama dan burner pembantu
- Gambar 7.17. *Combustion safeguard system*
- Gambar 7.18. Daerah pengaturan kapasitas burner
- Gambar 7.19. Sistim kontrol air isian ketel
- Gambar 7.20. Pengaturan otomatis on-off pompa, lampu tanda bahaya dan alarm.
- Gambar 7.21. Rangkaian pengukur pada pH meter
- Gambar 7.22. Skema blow down
- Gambar 8.1 Konsentrasi PH
- Gambar 8.2. Pengusiran Oksigen

## DAFTAR ISTILAH

- $A_r$  = Luas permukaan pipa dinding pada furnace ( $\text{ft}^2$ )
- $A_g$  = luas minimum aliran gas asap ( $\text{ft}^2$ )
- $A$  = luas permukaan total ( $\text{ft}^2$ )
- $BB_{\text{fired}}$  = kebutuhan bahan bakar yang harus dibakar ( $\text{lb/h}$ )
- BHP = daya motor penggerak (hp)
- $c$  = nilai nominal ijin karena adanya korosi (in)
- $c_p$  = spesifik kalor rata-rata gas ( $\text{Btu/lb.}^\circ\text{F}$ )
- $C_r$  = *combustible in solid refuse* (%)
- $d_i$  = diameter dalam pipa, drum, haeadar (in)
- $d_o$  = diameter luar pipa, drum, haeadar (in)
- $e$  = faktor kesalahan untuk pipa berulir, jadi biasanya 0.
- $E$  = efisiensi sambungan pada arah memanjang
- $f_g$  = faktor gesekan untuk susunan pipa sejajar
- $ff_o$  = factor pengotor
- $F_e$  = factor efektivitas gas asap
- $g$  = percepatan gravitasi bumi ( $= 9,81 \text{ m/s}^2$ )
- $G$  = fluks massa gas ( $\text{lb/h.ft}^2$ )
- $G_v$  = volume gas asap yang terbentuk ( $\text{nm}^3/\text{kg}$  bahan bakar)
- $G_{v\text{total}}$  = laju volume gas asap yang terbentuk ( $\text{m}^3/\text{s}$ )
- $h$  = entalpi uap air tekanan 250 psig ( $\text{Btu/lb}$ ).
- $H$  = tekanan kerja pompa yang dibutuhkan ( $\text{ft H}_2\text{O}$ )



- $H_c$  = isapan cerobong efektif ( $\text{kg/m}^2$ )  
 $h_c$  = koefisien perpindahan panas konveksi ( $\text{Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$ ):  
 $H_{\text{dinamis}}$  = isapan cerobong dinamis ( $\text{kg/m}^2$ )  
 $h_f$  = entalpi air pada temperatur 80 F ( $\text{Btu/lb}$ ).  
 $h_{f1}$  = entalpi uap ( $\text{Btu/lb}$ )  
 $h_{f,e}$  = entalpi gas asap ( $\text{Btu/lb}$ )  
 $H_{\text{geseran}}$  = isapan cerobong untuk mengatasi tahanan geseran ( $\text{kg/m}^2$ )  
 $h_i$  = koefisien perpindahan panas pipa uap ( $\text{Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$ )  
 $h_N$  = koefisien perpindahan panas *non-luminous* ( $\text{Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$ )  
 $H_p$  = tekanan kerja pompa rencana yang dibutuhkan ( $\text{ft H}_2\text{O}$ )  
 $H_{\text{teori}}$  = isapan cerobong teoritis ( $\text{kg/m}^2$ )  
 $k$  = konduktivitas thermal ( $\text{Btu/ft} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$ )  
 $K$  = Faktor bahan bakar  
 $K_m$  = untuk bahan pipa yang terbuat dari baja karbon  
 $l$  = ukuran lebar (ft)  
 $L$  = panjang pipa uap (ft)  
 $L_c$  = panjang rata-rata radiasi (m)  
 $\text{LMTD}$  = log mean temperatur difference, gas dan air saturasi ( $^\circ\text{F}$ )  
 $m$  = angka kelebihan udara (%)  
 $m_g$  = aliran massa gas asap ( $\text{lb/h}$ )  
 $m_s$  = kapasitas aliran uap total ( $\text{lb/h}$ )  
 $m_w$  = laju aliran massa air ( $\text{lb/h}$ )  
 $N_H$  = jumlah pipa-pipa air pada arah ke belakang (*row*)

- Nu = Angka Nusselt
- $N_w$  = jumlah pipa yang melebar (*tubes row*)
- P = ukuran panjang (ft)
- $P_1$  = tekanan kerja pada temperatur air isian masuk (psig)
- $P_2$  = tekanan kerja generator uap pada temperatur uap air (psig)
- $p_w$  = tekanan sebagian  $H_2O$  asumsi (atm.L<sub>c</sub>)
- $p_c$  = tekanan sebagian  $CO_2$  asumsi (atm.L<sub>c</sub>)
- Re = Angka Reynold
- $Q''$  = Laju fluks kalor (Btu/h.ft<sup>2</sup>)
- Q = laju perpindahan kalor menyeluruh pada pipa terjal (Btu/h)
- $Q_{ab}$  = kalor radiasi yang diserap oleh dapur (Btu/h)
- $Q_{abs}$  = laju perpindahan panas yang diserap oleh uap (Btu/h)
- $Q_e$  = laju perpindahan kalor ekonomiser ditinjau dari sisi uap (Btu/h)
- $Q_{f,e}$  = kalor radiasi yang meninggalkan dapur (Btu/h)
- $Q_{LHV}$  = Nilai Bakar Rendah (Btu/lb)
- $Q_{HHV}$  = Nilai Bakar Tertinggi (Btu/lb)
- $Q_{net}$  = laju perpindahan kalor bersih pada pembakaran (Btu/h)
- $Q_s$  = laju perpindahan kalor pada sisi gas (Btu/h)
- S = jumlah aliran uap
- $S_a$  = tegangan yang diijinkan (psi)
- $S_T$  = jarak antar pipa pada arah melintang (in)
- $S_T$  = jarak antar pipa pada arah melintang (in)
- t = ukuran tinggi (ft)

- $T_1$  = temperatur gas asap masuk ( $^{\circ}\text{F}$ )  
 $T_2$  = temperatur gas keluar ( $^{\circ}\text{F}$ )  
 $T_a$  = temperatur udara masuk ketel ( $^{\circ}\text{F}$ )  
 $T_c$  = Temperatur air keluar ekonomiser ( $^{\circ}\text{F}$ )  
 $T_f$  = temperatur film gas ( $^{\circ}\text{F}$ )  
 $T_{fr}$  = temperatur gas asap masuk cerobong ( $^{\circ}\text{F}$ )  
 $T_{rat}$  = temperatur rata-rata gas asap ( $^{\circ}\text{F}$ )  
 $T_s$  = temperatur uap keluar ( $^{\circ}\text{F}$ )  
 $T_{sh}$  = temperatur uap panas lanjut ( $^{\circ}\text{F}$ )  
 $t_w$  = tebal minimum dinding (in)  
 $T_w$  = Temperatur air masuk ekonomiser ( $^{\circ}\text{F}$ )  
 $U=h_{rg}$  = koefisien perpindahan kalor menyeluruh ( $\text{Btu}/\text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{F}$ )  
 $v_a$  = kecepatan aliran air (ft/s)  
 $v_g$  = kecepatan aliran gas asap (ft/s)  
 $v_{gas}$  = kecepatan aliran gas asap rata-rata lewat cerobong (m/s)  
 $W$  = besarnya aliran uap pada setiap aliran (lb/h)  
 $W_a$  = kebutuhan udara aktual (lb/lb of coal)  
 $W_r$  = *solid refuse* (lb/lb of coal)  
 $W_{tr}$  = Uap air total yang terbentuk (lb.H<sub>2</sub>O/lb of coal)  
 $W_{ta}$  = kebutuhan udara teoritis (lb/lb of coal)  
 $\dot{Q}$  = Debit air umpan ( $\text{ft}^3/\text{s}$ )  
 $\eta$  = efisiensi generator uap (%)  
 $v$  = spesifik volume air ( $\text{ft}^3/\text{lbm}$ )

- $\rho$  = densitas air (lb/ft<sup>3</sup>)  
 $\rho_g$  = densitas gas (lb/ft<sup>3</sup>)  
 $\rho_{udara}$  = berat jenis udara (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\epsilon_g$  = emisivitas gas  
 $\sigma$  = konstanta Stefan-Boltzmann =  $1,712 \cdot 10^{-9}$  Btu/h.ft<sup>2</sup>.R<sup>4</sup>  
 $\mu$  = kekentalan absolut fluida (lb/ft.h)  
 B, N = koefisien permukaan pipa susunan sejajar  
 $\Delta p$  = perbedaan tekanan di dasar kolom cerobong (kg/m<sup>2</sup>)  
 $\Delta P_g$  = penurunan tekanan gas (in.wc)  
 $\Delta p_{ventilator}$  = perbedaan tekanan fan (kg/m<sup>2</sup>)  
 $\eta_{fan}$  = efisiensi fan (%)  
 $\eta_p$  = efisiensi pompa (%)  
 $\Delta h$  = perbedaan entalpi (Btu/lb)

## BAB I

### PENDAHULUAN

#### 1.1. Tinjauan Umum

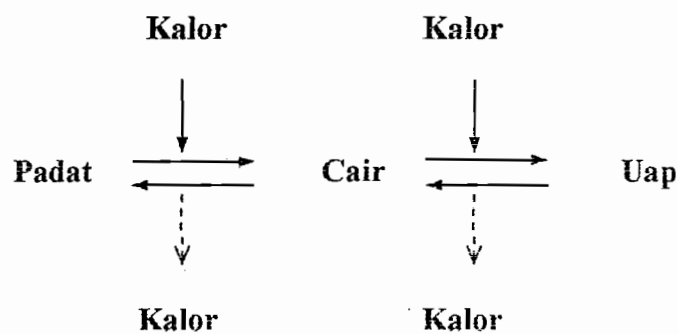
Boiler atau ketel uap dapat didefinisikan sebagai alat/unit yang menghasilkan:

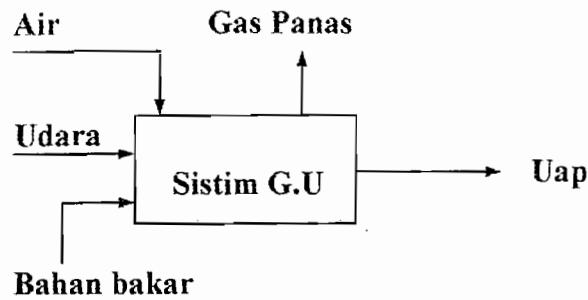
- Uap (umumnya uap air/*steam*) atau
- Cairan (misalnya air) panas.

Generator uap merupakan alat penukar kalor (*heat exchanger*) yang dirancang untuk merubah air menjadi uap dengan menggunakan kalor yang berasal dari suatu sumber kalor dengan cara pertukaran kalor konduksi, konveksi maupun radiasi.

Sumber kalor dapat berupa permukaan yang dipanasi dan atau gas panas (*flue gas*) yang berasal dari pembakaran bahan bakar (cair, padat atau gas) atau dapat juga dari pemanas listrik atau fluida panas sekunder (misal fluida panas dari panas bumi).

Proses terbentuknya uap (Steam)





<sup>1</sup>Ciri-ciri uap jenuh adalah sebagai berikut:

1. Uap yang dalam keadaan seimbang dengan air yang dibawahnya.
2. Uap yang mempunyai tekanan dan temperatur didih yang sama dengan tekanan dan temperatur didih air yang ada dibawahnya.
3. Uap yang mempunyai pasangan-pasangan harga antara tekanan dan temperatur didih.
4. Uap yang apabila didinginkan akan segera mengembun menjadi air.
5. Uap yang melakukan ekspansi atau dibiarkan mengembang akan mengembun menjadi air.

Ciri-ciri uap yang dipanaskan lanjut adalah sebagai berikut:

1. Uap yang temperaturnya ( $T_u$ ) jenuh lebih tinggi diatas temperatur air mendidih ( $T_d$ ) pada tekanan ( $P$ ).
2. Uap yang tidak bisa seimbang dengan air.
3. Uap yang tidak mempunyai pasangan-pasangan harga antara tekanan dan temperaturnya ( $T_u$ ).
4. Uap yang apabila didinginkan tidak akan mengembun.

---

<sup>1</sup> Ketel Uap, M.J. Djokosetyardjo, hal 5 dan hal 7

5. Uap yang bila melakukan ekspansi tidak akan mengembun.
6. Tidak dapat membuat uap yang dipanaskan lanjut dari uap jenuh selama uap tersebut masih bersinggungan dengan air yang ada dibawahnya.

Manfaat generator uap adalah:

1. Untuk pembangkit listrik
2. Untuk pemanas
3. Untuk reaksi kimia

## **1. 2. Klasifikasi Generator Uap**

Generator uap berdasarkan konstruksinya diklasifikasikan menjadi:

- a. Generator uap lorong api
- b. Generator uap pipa-pipa api
- c. Generator uap pipa-pipa air
- d. Generator uap pipa-pipa air dengan perencanaan khusus

### **1. 2. a. Generator Uap Lorong Api**

Adalah generator uap yang konstruksinya terdiri dari satu atau lebih lorong api yang berbentuk silinder kecil, yang berfungsi sebagai ruang bakar dan sebagai saluran gas asap hasil reaksi pembakaran bahan bakar yang digunakan untuk memanasi air.

Lorong api (*fire duct*) diletakkan didalam tangki air. Penyerapan panas terjadi secara konduksi dan konveksi oleh air dalam tangki melalui dinding

lorong api. Agar sirkulasinya baik, maka lorong api diletakkan di tengah agak ke bawah atau di bawah agak ke samping.

Lorong api biasanya dibuat berombak dengan tujuan agar lorong api lebih kaku pada arah radial, sehingga akan lebih kuat untuk menahan tekanan air disekitarnya. Keuntungan lain, konstruksi lorong api dapat lebih elastis pada arah aksial, sehingga bila beda muai antara lorong api dan silinder tangki generator uap, tidak akan merusak bagian sambungan pada ujung lorong api tersebut. Juga akan memberikan pemanasan yang lebih luas pada lorong api.

Yang termasuk dalam generator uap lorong api ialah generator uap Cornwall dan generator uap Lancashire.

Keuntungan-keuntungannya adalah sebagai berikut:

- Konstruksinya sangat sederhana sehingga biaya perawatan dan operasionalnya menjadi murah.
- Tidak begitu peka terhadap persyaratan kualitas air isian yang tidak begitu baik.
- Dapat melayani variasi kapasitas yang agak besar karena volume air yang ada didalam generator uap cukup besar, sehingga kapasitas dapat bertambah dengan menambah bahan bakar.

Kerugian-kerugiannya sebagai berikut:

- Tekanan kerjanya rendah ( $< 20$  atm).
- Kapasitas hasil uap rendah, dikarenakan bidang pemanasnya kecil ( $< 6$  ton/jam).



- Efisiensinya rendah.

### **I. 2. b. Generator Uap Pipa-pipa Api**

Konstruksi dari generator uap pipa-pipa api terdiri dari sebuah tangki ketel yang berbentuk silinder dan diisi dengan air, di dalamnya terdapat susunan pipa-pipa kecil, yang terdiri dari gas asap bersuhu tinggi.

Pipa-pipa api ini terendam air, sehingga kalor dari gas asap yang mengalir dalam pipa-pipa itu dapat diserap oleh air yang berada disekitar pipa-pipa api.

Pada umumnya, generator pipa-pipa api mempunyai satu atau lebih lorong api, yang berfungsi sebagai ruang bakar.

Generator uap pipa-pipa api ini berukuran kecil dan sederhana yang merupakan pengembangan dari generator uap lorong api, yang hanya mampu memproduksi uap maksimum 10 ton/jam, dengan tekanan maksimum 24 kg/cm<sup>2</sup>. Jadi tergolong generator uap untuk tekanan rendah.

Oleh karena itu, generator pipa-pipa api mempunyai kelebihan-kelebihan sebagai berikut:

- Luas bidang penghantar panas ke air, sehingga kapasitasnya menjadi lebih besar.
- Volume air generator uap lebih kecil jika dibandingkan dengan luas bidang pemanas, sehingga pemanasan awal dapat lebih cepat daripada generator lorong api.

- Efisiensi generator uap ini lebih tinggi karena hampir seluruh bagian yang dialiri gas asap bersuhu tinggi, dialiri air dan diserap oleh air, sehingga kalor yang terbuang keluar dapat dikurangi.

Namun generator uap ini juga masih mempunyai kelemahan-kelemahan sebagai berikut:

- Konstruksi generator uap pipa-pipa air lebih rumit sehingga biaya perawatannya akan lebih mahal.
- Banyak bagian yang berupa bidang datar, dimana bentuk ini kurang kuat terhadap tekanan sehingga harus diberi penahan yang cukup kuat.

Yang termasuk dalam golongan generator uap pipa-pipa air adalah:

- a. Generator uap Schots dan generator uap Schots kembar;
- b. Generator uap Kombinasi antara silinder api, lorong api dan pipa-pipa api, serta pipa uap, beserta beberapa variannya.
- c. Generator uap Lokomotif dan Lokomobil;
- d. Generator uap Tegak, generator uap Cochran dan variannya.

### **I. 2. c. Generator Uap Pipa-pipa Air**

Adalah generator uap yang konstruksinya terdiri dari susunan pipa-pipa air, yang dipanasi oleh api atau gas asap di bagian luarnya. Generator uap ini biasanya mempunyai sebuah tangki air yang berfungsi sebagai tempat pemisah antara air dan uap (*drum utama*). Generator uap ini umumnya bertekanan sedang yaitu antara  $45 \text{ kg/cm}^2$  sampai dengan  $140 \text{ kg/cm}^2$ , dengan produksi uap mencapai 1000 ton uap/jam.

Yang termasuk dalam golongan generator uap pipa-pipa air ialah:

- a. Generator uap Seksi (*Section boiler*) dan beberapa variannya;
- b. Generator uap Yarrow dan generator uap berpipa terjal (*Three drum boiler*) serta beberapa variannya;
- c. Generator uap – D (*D- boiler*) atau generator uap dengan dua drum;
- d. Generator uap Pancaran dan beberapa variannya.

Dibandingkan dengan generator uap pipa-pipa api, generator uap pipa-pipa air mempunyai keuntungan berikut:

- Dapat digunakan untuk generator uap untuk tekanan kerja tinggi.
- Efisiensi generator uap dapat lebih tinggi.
- Dapat digunakan untuk generator uap dengan kapasitas besar.
- Dapat digunakan untuk generator uap dengan volume air isian kecil (relatif kecil), sehingga pemanasan awal relatif cepat.

Kelemahan-kelemahan generator pipa-pipa air dibandingkan dengan konstruksi lainnya, yaitu:

- Konstruksinya tidak lagi sederhana, sehingga perawatan dan perbaikannya lebih sulit.
- Memerlukan air isian dengan kualitas yang lebih baik.

Berdasarkan sirkulasi air didalam generator uap, dapat dibedakan menjadi:

1. Generator uap sirkulasi alam
2. Generator uap sirkulasi paksa

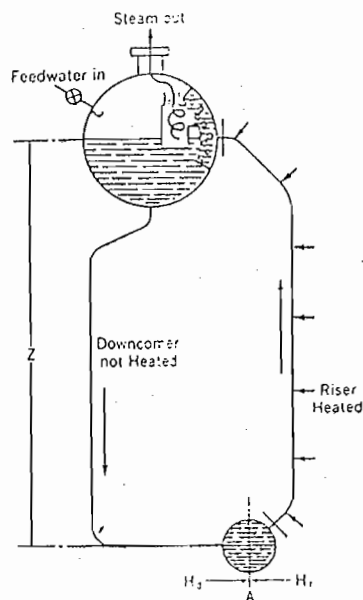
### I. 2. c. 1. Generator uap pipa-pipa air sirkulasi alam

Proses terjadinya sirkulasi alam didalam generator uap pipa-pipa uap air dikarenakan perbedaan berat jenis air yang tidak dipanasi. Pipa-pipa air didalam generator uap dapat dibagi menjadi dua kelompok, yaitu:

Kelompok I : Kelompok pipa-pipa air yang belum dipanasi, atau kalau mendapatkan panas adalah dari gas asap yang suhunya telah rendah.

Kelompok II : Kelompok pipa-pipa air yang mendapat pemanasan dari gas asap yang bersuhu tinggi.

Pada ujung atas kedua kelompok pipa itu dipasang, pada tangki generator uap atas atau *header* atas, begitu juga untuk ujung yang bawah.



Gambar sirkulasi alam

Yang kurang mendapat panas tidak sampai mendidih, sehingga pada pipa-pipa itu berisi air yang tidak bercampur uap. Susunan pada pipa-

pipa pada kelompok kedua dipanasi, air di dalamnya mendidih, yang berarti di dalam pipa-pipa ini berisi air dan uap.

Dikarenakan berat jenis air lebih berat daripada berat jenis campuran air dan uap, menyebabkan terjadinya sirkulasi air sebagai berikut :

1. Air di dalam kelompok pipa II mengalir ke atas, kelompok pipa yang air didalamnya mengalir ke atas disebut pipa-pipa naik (*riser tubes*).
2. Air di dalam kelompok pipa I mengalir ke bawah, kelompok pipa yang air didalamnya mengalir ke bawah disebut pipa-pipa turun (*down comer tubes*).

Setelah pemanasan berlangsung beberapa saat, suhu air di dalam generator uap mencapai titik didih, suhu air di tangki, di *down comer tubes* dan di *riser tubes* menjadi sama besar, yaitu sama dengan titik didih air. Karena pemanasan di *riser tubes* tetap berlangsung, air di dalam *riser tubes* mendidih dan sebagian menjadi uap, maka akan terjadilah sirkulasi air sebagai berikut :

1. Campuran air dan uap di *riser tubes* mengalir ke atas masuk ke *header* atas. Di dalam *header* atas ini uap air akan terpisah, lepas ke atas permukaan air di dalam tangki.
2. Air di dalam *down comer tubes* mengalir turun, kemudian masuk ke *header* bawah sehingga air masuk ke *tubes riser* lagi.

Sirkulasi air di dalam generator uap pipa-pipa air terus terjadi selama pemanasan berlangsung. Karena air di dalam air tubes mendidih, maka riser tubes juga disebut pipa-pipa didih.

Pada generator uap pipa-pipa air, sirkulasi air didalamnya terutama untuk mengusahakan agar seluruh pipa-pipa didihnya dibasahi air. Dengan demikian suhu pipa-pipa didih dapat dianggap sama dengan suhu air didalamnya.

Sehubungan dengan alasan tersebut di atas, maka ketika bersirkulasi kecepatan aliran air di dalam pipa-pipa didih harus diusahakan pada kecepatan yang optimal, yang harganya tergantung pada tekanan kerjanya ataupun sedikit lebih cepat.

Kecepatan air yang terlalu besar akan menyebabkan penyerapan kalornya rendah/kurang baik. Sedangkan untuk kecepatan aliran yang terlalu lambat, selama masih berbentuk air, penyerapan panasnya baik. Akan tetapi, sebentar saja kadar uapnya dapat meningkat dengan cepat sehingga kadar uap di dalam pipa-pipa didih terlalu banyak, sehingga kemungkinan dapat mengakibatkan uap terpisah dari air lalu melapisi permukaan dalam pipa-pipa didih.

Tidak terbasahnya dinding dalam pipa-pipa didih ini, dapat mengakibatkan :

1. Suhu pipa-pipa didih menjadi lebih tinggi dari suhu air yang mengalir didalamnya. Kalau suhu pipa-pipa ini lebih tinggi dari suhu yang direncanakan, pipa-pipa ini dapat rusak, karena semakin

tinggi suhunya walau untuk beban yang tetap akan menyebabkan tegangan tarik yang diijinkan ( $\sigma_t$ ) menjadi turun.

2. Penyerapan kalor dari gas asap menjadi turun.

Jadi, pada aliran yang terlalu lambat akhirnya juga berakibat tidak baik untuk penyerapan panasnya, juga menyebabkan pipa-pipa bersuhu sangat tinggi (*overheating*).

Oleh karena itulah, kecepatan air di dalam pipa-pipa didih harus diperhitungkan dengan teliti, terutama jangan terlalu lambat.

#### **I. 2. c. 2. Generator uap pipa-pipa air sirkulasi paksa**

Generator uap dengan tekanan tinggi, perbedaan berat jenis air dan uap tidak begitu besar, sehingga tidak akan mampu lagi menimbulkan sirkulasi uap di dalam generator uap. Maka sirkulasi air didalamnya terpaksa dilakukan dengan bantuan pompa. Generator uap ini disebut generator uap pipa air sirkulasi paksa (*Forced Circulation Boiler*).

Pada generator uap sirkulasi paksa ini, sirkulasi air tidak tergantung pada pemanasan, sehingga tangki air dan uap dapat ditempatkan selalu pada bagian atas konstruksi generator uap, sehingga lebih fleksibel dalam perencanaannya. Susunan pipa-pipa yang digunakan sebagai bidang pemanas dapat menggunakan pipa-pipa berdiameter yang lebih kecil dan juga laju pembakaran dapat tinggi tanpa bahaya *overheating*.

Kapasitas air yang dipompakan mengalir di dalam pipa-pipa didih sama besar dengan kapasitas uap hasil, sehingga air yang mengalir di dalam pipa-pipa didih seluruhnya menjadi uap.

Generator uap tidak memerlukan tangki yang berfungsi untuk memisahkan air dan uap, karena saat keluar dari pipa-pipa didih, air telah menjadi uap seluruhnya.

#### **I. 2. d. Generator Uap Pipa Air dengan Perencanaan Khusus**

Generator uap pipa air jenis ini direncanakan dengan berbagai maksud, antara lain:

- digunakan untuk tekanan-tekanan tinggi dan tekanan superkritis, melebihi  $225 \text{ kg/cm}^2$ ;
- untuk dapat menggunakan bahan bakar nuklir;
- untuk dapat menggunakan air dengan kualitas agak rendah;
- untuk memperbesar beban tungku ketel atau untuk memperbesar angka perpindahan panasnya;
- dan untuk maksud-maksud lainnya.

Yang termasuk dalam golongan generator uap pipa air dengan perencanaan khusus ialah:

- a. Generator uap Siklus Ganda (*Binaire cycle boiler*), dengan variannya berupa generator uap/reactor nuklir;
- b. Generator uap untuk tekanan superkritis, yaitu generator uap Benson (*Benson Boiler*), generator uap Sulzer dan generator uap *Universal pressure boiler*;
- c. Generator uap Loffler atau ketel siklus uap (*circulating steam boiler*) yang memungkinkan penggunaan air dengan kualitas yang agak rendah;



- d. Generator uap Merkuri, yang menggunakan air raksa dan uapnya;
- e. Generator uap Velox dan generator uap dengan tungku bertekanan dengan maksud memperbesar beban tungku serta memperbesar angka perpindahan panasnya.

## BAB II

## PERENCANAAN GENERATOR UAP

## II. 1. Dasar Perencanaan

Merupakan perencanaan lengkap sebuah generator uap dengan spesifikasi sebagai berikut:

Kapasitas : 50.000 lb/jam.

Temperatur : 800 °F.

Tekanan : 250 psig.

Jenis uap : uap panas lanjut (superheated)

Temperatur air umpan: 80 °F

Entalpi uap :  $h = 1423,2$  Btu/lb.

Entalpi air umpan :  $h_f = 48,1$  Btu/lb.

$h_g = 1096,4$  Btu/lb.

Bahan bakar : Batu bara.

Komposisi Batu bara Bukit Asam

C = 63,5 %      S = 0,5 %

H<sub>2</sub> = 5,8 %      Air = 9,0 %

O<sub>2</sub> = 15,2 %      Abu = 5,0 %

N = 1,0 %

Jenis generator uap : Generator Uap Berpipa Terjal

*(Three drum boiler)*

## II. 2. Pemilihan Jenis Generator Uap

Kriteria pemilihan suatu generator uap dapat ditentukan dengan parameter-parameter berikut:

Pada inlet

- Karakteristik dari sumber kalor ( bahan bakar)
- Temperatur air umpan (*feed water*)
- Temperatur udara bakar

Pada outlet

- Catu aliran uap (kapasitas) dan tekanan
- Temperatur uap (jika panas lanjut)
- Temperatur gas panas

Komposisi bagian-bagian utama dari suatu generator uap untuk industri modern jenis pipa air normalnya adalah sebagai berikut:

- ◆ Combustion chamber (ruang bakar) akan terjadi transfer panas dari gas panas ke air (uap) terutama secara radiasi: tipikal pertukaran kalor sekitar 30 – 40 % dari kalor yang ada.
- ◆ Bagian superheater akan terjadi pertukaran kalor dengan cara radiasi dan konveksi yaitu sekitar 10 – 20 %.
- ◆ Suatu *bundle vaporizing* umumnya adalah bagian yang terpenting dimana perpindahan kalor utama terjadi secara konveksi yang melibatkan 40 – 60 % kalor yang ada.

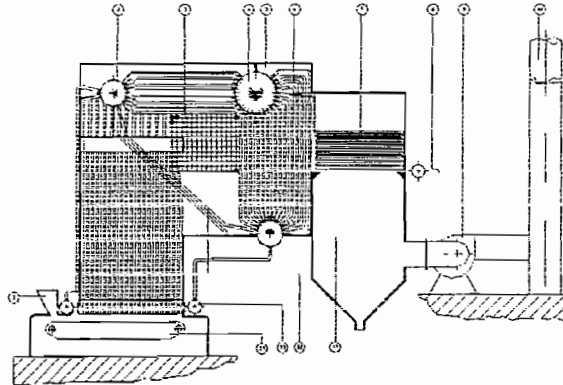
- ◆ Ekonomiser dengan pertukaran kalor secara konveksi dari aliran gas panas ke permukaan pemanas yaitu sekitar 5 % pada temperatur gas panas dibawah sekitar 400 – 500 °C.
- ◆ Bila dilengkapi dengan pemanas udara (*air preheater*) dimana udara bakar dipanas menggunakan gas panas (*flue gas*) bertemperatur rendah. Unit ini memerlukan pertimbangan ekonomis dan umumnya hanya untuk generator uap yang besar.

Jadi berdasarkan kriteria diatas generator uap yang dipilih adalah Generator Uap Berpipa Terjal (*Three drum boiler*).

### **II. 3. Pembatasan Masalah**

Perencanaan **Generator Uap Berpipa Terjal** yang meliputi gambar yang diperlukan dan diperkirakan sesuai dengan konstruksi generator uap tersebut pada gambar 2.1.

#### II. 4. Sirkulasi Air Generator Berpipa Terjal



Gambar 2.1. Generator Berpipa Terjal

**Keterangan gambar:**

- |                                |                       |
|--------------------------------|-----------------------|
| 1 = Sorong batu bara           | 8 = Pompa             |
| 2 = Drum atas bukan drum utama | 9 = Fan isap          |
| 3 = Superheater                | 10 = Cerobong         |
| 4 = Drum utama                 | 11 = Drum bawah       |
| 5 = Pipa penyalur uap          | 12 = Pipa-pipa terjal |
| 6 = Evaporator                 | 13 = Header bawah     |
| 7 = Ekonomiser                 | 14 = Rangka bakar     |

Generator uap berpipa terjal adalah generator uap dengan tiga buah drum dari Steinmuller-Gummersbach (*Three drum boiler*), lihat Gambar 2.1.

Di bagian atas terdapat dua buah drum, sedangkan di bagian bawah terdapat sebuah drum. Antara ketiga buah drum tersebut dihubungkan dengan pipa-pipa.

Salah satu dari drum atas, yaitu yang lokasinya kira-kira di atas drum bawah, merupakan drum utama (*main boiler drum*). Antara drum bawah dan drum atas yang bukan drum utama, dihubungkan dengan pipa-pipa penguap yang membentuk sudut miring yang cukup terjal terhadap tungku api, dengan maksud untuk menerima panas sebanyak mungkin secara pancaran dari api di atas rangka bakar.

Baris-baris pertama dan kedua dari pipa-pipa penguap ini merupakan berkas-berkas pipa-pipa penguap pancaran, yang menerima panas dari api di dalam tungku di atas rangka bakar secara konveksi dan secara pancaran. Antara drum utama dan drum bawah dihubungkan di bagian depan dari aliran konveksi gas asap, dengan berkas pipa-pipa penguap, sedangkan di bagian belakang di daerah aliran konveksi gas asap, dihubungkan dengan seberkas pipa-pipa air yang berfungsi sebagai pipa-pipa terjun atau down-comer. Sehingga sirkulasi air dan uap pada ketiga buah drum tersebut menjadi lebih sempurna.

Permukaan dinding tungku, yang berhadapan dengan pipa-pipa yang dipasang terjal di atas tungku, dilapisi dengan pipa-pipa penguap pancaran.

Di bagian bawah bermuara pada sebuah tabung pembagi air (*water header*). Sedangkan di bagian atas pipa-pipa penguap pancaran ini bermuara pada drum atas yang bukan drum utama.

Di bagian dasar drum bawah air yang agak dingin di sini perlu dipompa ke tabung pembagi air (*water header*) pipa-pipa penguap bermuara, agar sirkulasi air menjadi semakin sempurna di seluruh bagian generator uap.

Di atas drum utama tersebut terdapat pula sebuah drum kecil yang fungsinya sebagai pengumpul uap kenyang yang sudah di pisahkan dari bintik-bintik air. Antara drum kecil yang ada di atas drum utama, dengan drum, dihubungkan pipa-pipa uap.

Antara kedua drum atas dihubungkan dengan pipa, pipa-pipa yang menghubungkan bagian bawah dari drum-drum atas tersebut merupakan pipa-pipa penghubung air antara kedua drum atas tersebut. Sedangkan pipa-pipa yang menghubungkan bagian atas dari drum-drum atas merupakan pipa-pipa penghubung uap antara kedua drum atas tersebut.

Pipa-pipa pemanas lanjut ditempatkan tergantung di daerah aliran pertama konveksi gas asap, setelah gas asap melewati berkas-berkas pipa-pipa penguap yang terjal tersebut. Di daerah terakhir aliran konveksi, setelah gas asap melewati pipa-pipa terjun (*down-comer's pipes*) yang menghubungkan drum utama dengan drum bawah, temperatur gas asap yang masih cukup tinggi lalu dimanfaatkan untuk memanasi air (ekonomiser).

**2. 5. Kebutuhan Kalor Generator Uap**

$$Q_{abs} = m_s x (h - hf)$$

Dimana:

$m_s$  = kapasitas uap (lb/h).

$h$  = entalpi uap air pada tekanan 250 psig (Btu/lb).

$hf$  = entalpi air pada temperatur 80 F (Btu/lb).

$Q_{abs}$  = laju perpindahan panas yang diserap oleh uap air (Btu/h)

Diketahui:

$m_s = 50000$  lb/h.

$h = 1423,2$  Btu/lb.

$hf = 48,1$  Btu/lb.

Kalor yang dibutuhkan untuk menguapkan air menjadi uap ( $Q_{abs}$ ) adalah:

$$Q_{abs} = 50000 \text{ lb/h} \times (1423,2 - 48,1) \text{ Btu/lb}$$

$$Q_{abs} = 68755000 \text{ Btu/h.}$$



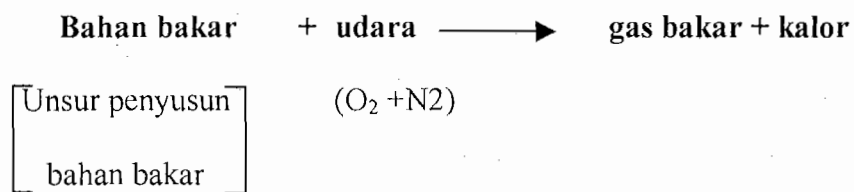
### Bab III

#### Proses Pembakaran Bahan Bakar

##### III. 1. Bahan bakar

Untuk mengubah air menjadi uap diperlukan energi panas. Energi panas ini dapat diperoleh dari suatu pembakaran atau proses kimia yang berlangsung cepat.

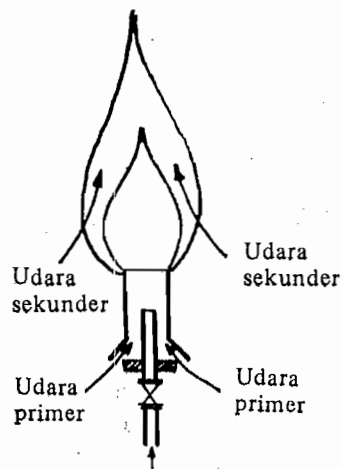
Pembakaran ini dilakukan didalam ruangan yang disebut ruang bakar (*furnace*).



Jenis-jenis bahan bakar yang digunakan pada generator uap yaitu: Batu bara (*Coal*), minyak (*Fuel oil*) dan gas alam (*Natural gas*). Tiap jenis bahan bakar mempunyai karakteristik pembakaran yang berbeda, yang pada akhirnya juga mempengaruhi perpindahan kalor.

##### III.1. a. Pembakaran Bahan Bakar yang berupa Gas

Proses pembakaran yang terjadi yaitu mulai dengan menguraikan gas-gas hingga menghasilkan komponen-komponen dari gas air ( $\text{CO}$  dan  $\text{H}_2$ ), bila kondisi Oksigen ( $\text{O}_2$ ) mencukupinya. Hal ini dapat diikuti dengan mudah pada pembakaran Bunsen (*Bunsen burner*) seperti pada gambar 3.1.



Gambar 3.1. Pembakaran bunsen

Dengan penyetelan yang tepat pengaliran udara pembakar, maka gas yang keluar dari pembakar bunsen akan menarik sejumlah udara primer tertentu, yang cukup untuk penguraian gas-gas menjadi CO dan  $H_2$  (*water gas*). Pembakaran dari gas air (*water gas*) yang terbentuk, yang dilakukan oleh oksigen dari udara sekunder yang mengalir di sekeliling bunga api, akan berlangsung pada temperatur tinggi, dilapisan yang tipis, yang tidak bercahaya dari bunga api, yang berlangsung sangat cepat, bila oksigen yang tersedia mencukupinya.

Bila arus udara primer tidak mencukupi, maka penguraian menjadi *water gas* (CO dan  $H_2$ ) akan terganggu, karena partikel-partikel karbon yang terurai sebagian atau seluruhnya tak terbakar, yang masih berwujud partikel-partikel Karbon yang berupa sebagai (*soot*) yang melayang-layang di dalam api.

### **III.1. b. Pembakaran Bahan Bakar Cair**

Sebelum pembakaran yang sebenarnya berlangsung, maka bahan bakar cair tersebut diuapkan dan diuraikan menjadi gas-gas. Bahan bakar cair umumnya terdiri dari karbon (C) dan hidrogen (H) saja. Karena kandungan hidrogen (H) yang cukup tinggi maka saat penguraian dengan temperatur yang cukup tinggi, karbon (C) dan hidrogen (H) lama masih dalam keadaan terikat. Untuk selanjutnya, sejumlah kecil karbon (C) akan terurai dalam temperatur yang kira-kira sama atau diatas temperatur reaksi, sehingga pada pembakaran bahan bakar cair dapat dicapai bentuk bunga api yang hampir sempurna.

### **III.1. c. Pembakaran Bahan Bakar Padat**

Mula-mula bahan bakar padat tersebut akan membentuk gas-gas, pada waktu berlangsung destilasi kering, dan gas-gas tersebut akan terurai lebih lanjut menjadi CO dan H<sub>2</sub> (*water gas*) dan akan terbakar. Selanjutnya arang atau kokas yang tertinggal (yang semuanya terdiri dari karbon C) akan menguap atau sublimasi terlebih dahulu, kemudian baru terbakar menjadi CO dan CO<sub>2</sub>.

Udara pembakaran yang diperlukan, agar gas-gas dapat terurai menjadi CO dan H<sub>2</sub> (*water gas*) disebut udara primer. Sedang udara pembakaran yang digunakan untuk membakar gas-gas CO menjadi CO<sub>2</sub> disebut udara sekunder.

Sebelum proses pembakaran berlangsung terlebih dahulu bahan bakar dinaikkan temperaturnya hingga temperatur penyalaan. Proses penyalaan dapat diperhebat dengan jalan memanasi terlebih dahulu udara pembakaran yang akan digunakan untuk membakar.

Faktor-faktor yang dapat mempengaruhi temperatur pembakaran dalam ruang bakar yaitu:

1. Perbandingan luas permukaan butiran-butiran dengan jumlah gas-gas dan udara.
2. Kecepatan mengalir dan pusaran didalam saluran gas asap di celah-celah lapisan batu bara.
3. Kecepatan reaksi dari kokas.
4. Tebal lapisan batu bara.

Nilai bakar suatu bahan bakar dibedakan:

1. Nilai Bakar Tinggi (HHV)<sup>2</sup>

(*High Heating Value = Gross Heating Value*)

$$Q_{HHV} = 14600C + 62000x[H - (O/8)] + 4050S$$

Nilai bakar (HHV) dari gas ialah sejumlah Btu yang dihasilkan pembakaran pada tekanan konstan dari 1 cu.ft.gas, diukur pada 60 °F dan 30 in Hg. Dengan udara pada tekanan dan uap sama seperti gas, bila hasil dari pembakaran didinginkan ke-temperatur permukaan dari gas dan udara dan bila air yang terbentuk oleh pembakaran diembunkan pada keadaan cair.

---

<sup>2</sup> *Power Plant System design*, Kam W.li, hal 145

2. Nilai Bakar Rendah (LHV)

*(Low Heating Value = Net Heating Value)*

Nilai bakar (LHV) dari gas ialah sejumlah Btu yang dihasilkan pembakaran pada tekanan konstan dari 1 cu.ft.gas, diukur pada 60 °F dan 30 in Hg dengan udara pada tekanan dan uap sama seperti gas, bila hasil dari pembakaran didinginkan ke temperatur permukaan dari gas dan udara dan bila air yang terbentuk oleh pembakaran tetap dalam keadaan uap.

Hubungan antara HHV dan LHV ialah:<sup>3</sup>

$$Q_{LHV} = Q_{HHV} - 1040.W_{tr}$$

Dimana:

$Q_{LHV}$  = Nilai Bakar Rendah (LHV) Btu/lb.

$Q_{HHV}$  = Nilai Bakar Tinggi (HHV) Btu/lb.

$W_{tr}$  = Uap air total yang terbentuk =  $(W+9H)$  lb.H<sub>2</sub>O/lb fuel.

1040 = Faktor pengurangan HHV pada 80°F volume konstan kepada LHV pada tekanan konstan.

<sup>3</sup> *Power Plant System design*, Kam W.li, hal 145



### **III. 2. Peralatan Pembakaran**

#### **III.2. 1. Peralatan Pembakaran Boiler pipa Api**

##### **III.2.1. 1. Pembakaran batu bara**

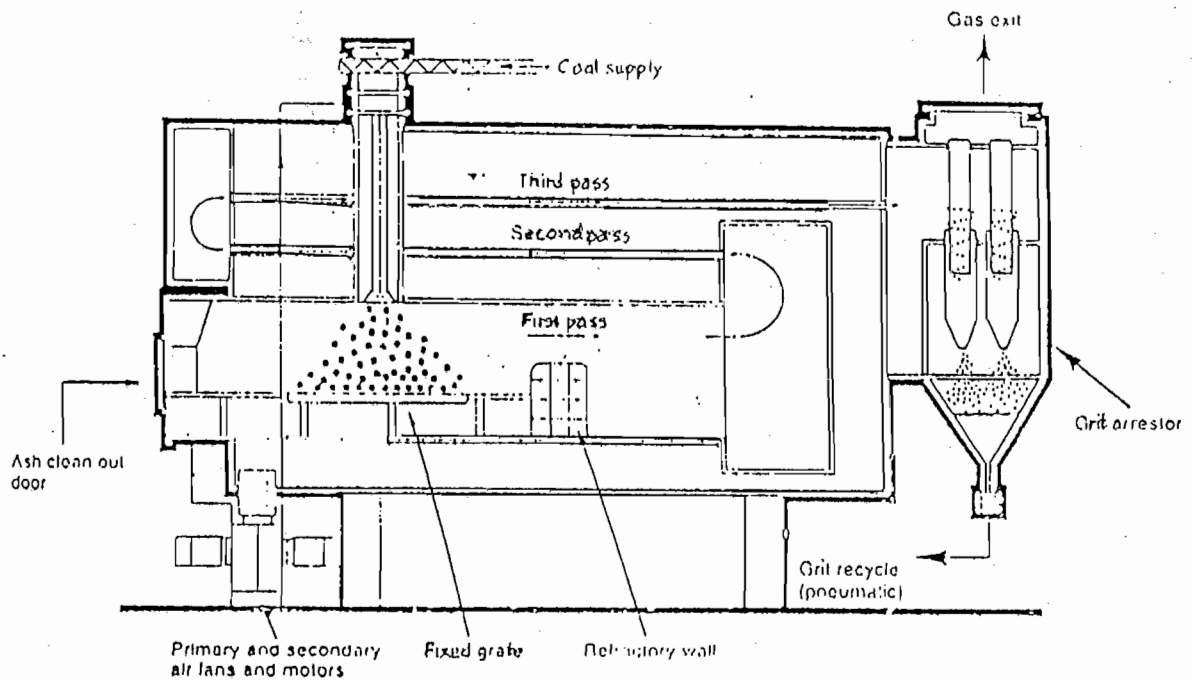
Peralatan pembakaran batu bara ada tiga macam yaitu: umpan atas (*Overfeed*), umpan bawah (*Underfeed*) dan gabungan dari keduanya. Prinsip penggunaannya tergantung pada jenis batu bara yang digunakan, ukuran batu bara untuk distribusinya dan jenis batu baranya termasuk sifat-sifat batu bara.

##### a. Pembakaran umpan atas (*overfeed*)

Gambar 3.2. boiler pipa api dengan suplay batu bara tunggal (drop tube) yang mana batu bara jatuh vertikal turun ke jeruji tetap (fix grate). Banyak atau sedikitnya distribusi batu bara diatas jeruji tergantung oleh gerakan rotasi bahan bakar sebagai akibat udara tangensial di feeder.

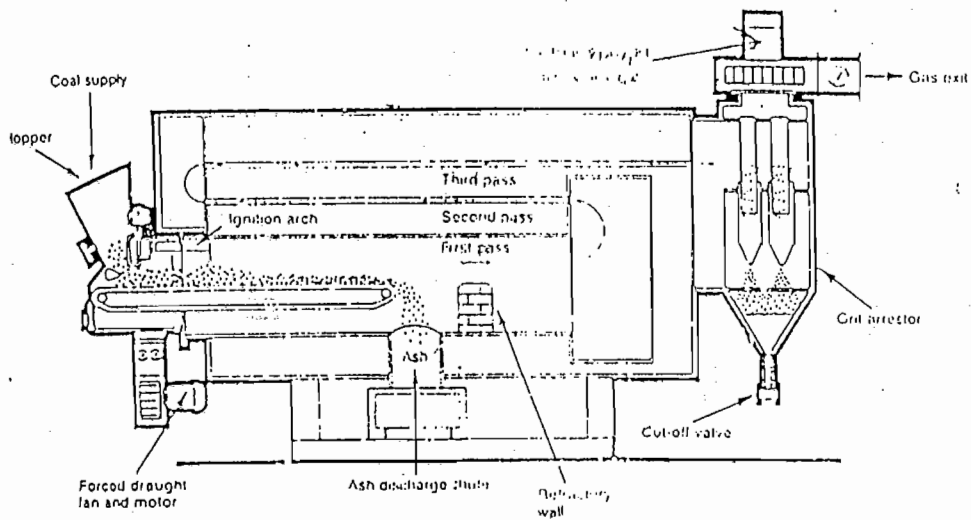
Metode ini tidak akan mendapatkan hasil yang seragam, bentuk grate (jeruji) segiempat dan bahan bakar lama kelamaan akan tebal dari waktu ke waktu.

Keuntungan sistem ini kuat dan meliputi sistem penggunaan batu bara pada boiler, murah.



Gambar 3.2. Boiler pipa api dengan tabung drop vertikal dan jeruji tetap

b. Pembakaran umpan bawah (*underfeed*)



Gambar 3.3. Boiler pipa api dengan jeruji rantai

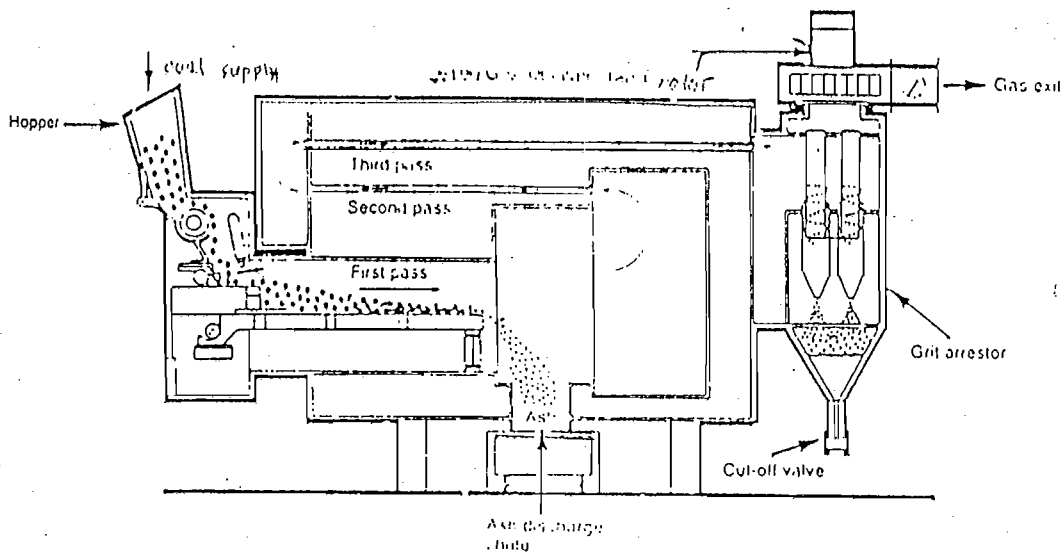
Gambar 3.3 boiler pipa api dengan jeruji rantai. Wadah bahan bakar bergerak dari depan boiler ke ujung jeruji atau grate. Kerak besi dan bahan bakar yang tidak habis terbakar akan keluar melalui tabung drop abu. Untuk itu udara yang masuk tabung drop perlu dijaga kelancarannya.

Jeruji rantai bekerja dengan baik pada batu bara kecil terutama batu bara dengan kondisi kelembaban tertentu. Batu bara basah kecil sering berada pada kondisi basah saat disimpan tetapi kering saat dikeluarkan dari tempat penyimpanan.

c. Pembakaran gabungan

Gambar 3.4. stoker arang diinstal pada boiler pipa api, mirip dengan jeruji rantai dengan gerakan jeruji batu bara dari depan ke ujung. Keluaran abu pada ujung dimana dapat dipindahkan oleh tabung drop dari depan boiler. Besar penyalaan lebih cepat dari pada diatas jeruji rantai sebab batu bara baru dimasukkan ke bahan bakar antara di bidang penyalaan. Stoker arang lebih cocok untuk pembakaran tunggal dan keuntungannya lebih murni dari sistem umpan atas.





Gambar 3.4. boiler pipa api dengan stoker arang mini

### III.2.1. 2. Pembakaran bahan bakar minyak

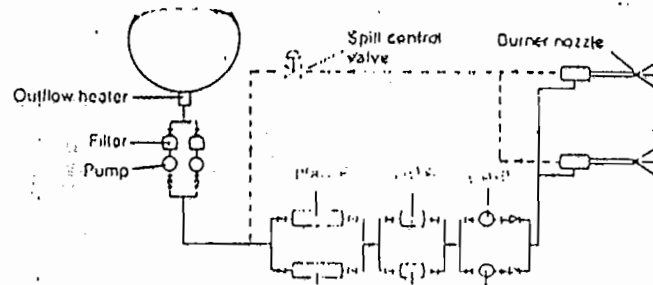
Atomisasi di bagi menjadi dua yaitu:

#### a. Atomisasi tekanan jet

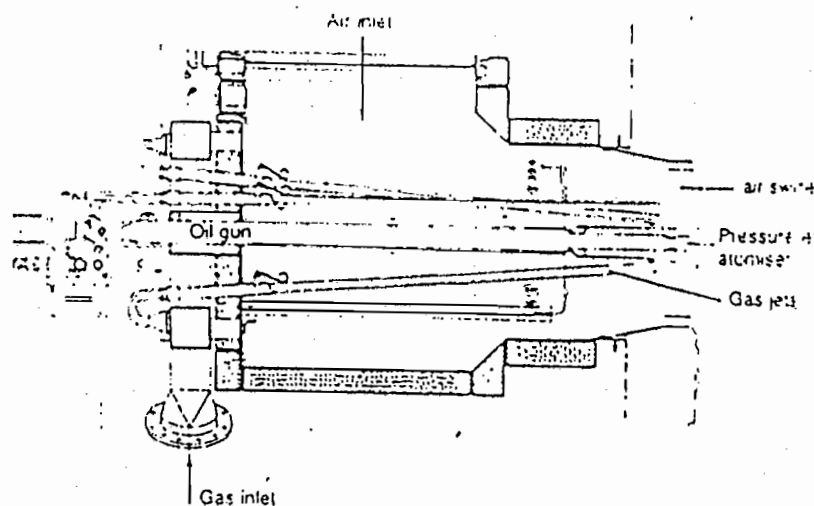
Sebelum bahan bakar dapat bercampur dan terbakar dengan udara, bahan bakar tersebut harus diatomisasi pada semprotan yang baik. Ini dapat dilakukan dengan kenaikan tekanan minyak dan keluaran tangensial minyak pada saluran circular yang berputar. Kondisi berputar ini bisa dilakukan melewatinya pada lubang aksial seperti pada pemutaran film. Sudut keluaran  $70^\circ$ .

Kecepatan tinggi dibutuhkan untuk atomisasi yang baik, tekanannya antara 20 sampai 40 bar, atomisasi jelek pada tekanan dibawah 10 bar. Jika tekanan berhubungan dengan besar aliran maksimum adalah 40 bar. Besar aliran minimum untuk atomisasi

yang memuaskan dapat diperoleh pada  $(10/40)^{0,5}$  x besar aliran maksimum.



Gambar 3.5. Rangkaian hidrolik untuk tekanan jet burner minyak



Gambar 3.6. Kombinasi gas dan minyak untuk boiler pipa air.

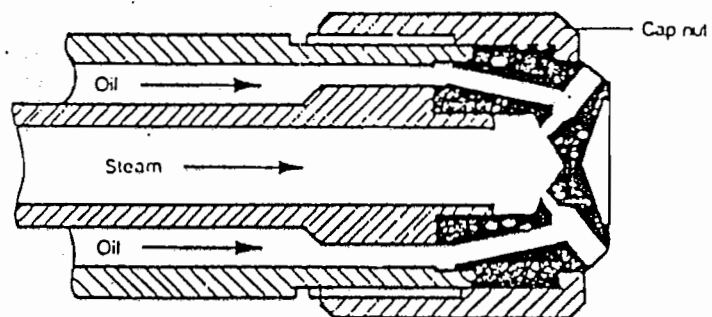
b. Atomiser dua fluida

Atomiser ini digunakan fluida kedua untuk menarik fluida yang akan dijadikan bahan bakar. Kecepatan dan jumlah cairan kedua terlepas dari minyak sehingga kualitas atomisasi akan berkurang pengaruhnya dengan sedikitnya besar aliran minyak daripada tekanan jet. Tekanan tinggi dibutuhkan untuk atomisasi tekanan jet.

Atomiser dua cairan banyak digunakan di industri boiler dan dapat menghasilkan unjuk kerja yang baik dengan kualitas minyak bahan bakar berat yang digunakan.

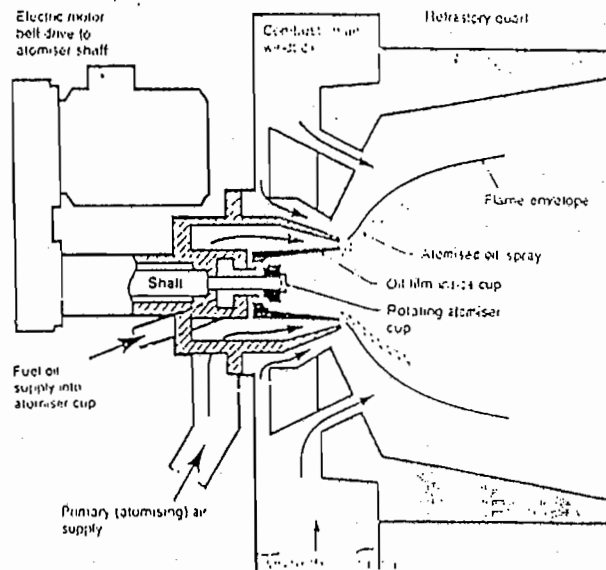
Ada dua jenis utama dari alat ini:

1. Tipe pertama terdiri dari minyak dengan cairan atomisasi tercampur di multipel nosel saat kedua cairan tersebut tersemprot dengan baik yang mana kombinasi bentuk semprotan konikal tunggal dengan sudut sekelilingnya  $70^\circ$ . Cairan kedua udara atau uap berada pada tekanan antara 1,4 dan 8 bar. Tipe ini umumnya digunakan pada boiler pipa air.



Gambar 3.7. Atomiser uap atau udara (dari *Saacke Limited*)

2. Tipe kedua terdiri dari minyak menjalar diatas permukaan dalam ( $500 \text{ rev min}^{-1}$ ), penutup konikal dibuat dari stainless steel.



**Gambar 3.8. Prinsip burner penutup rotari**

(dari *Hamworthy Engineering Limited*)

Udara pertama digunakan untuk atomisasi dan penetrating busur api 14 % dari jumlah total. Kebanyakan udara adalah udara kedua mensuplay melalui slot radial langsung aksial ke ruang bakar tetapi konvergen pada daerah busur api dengan tekanan kira-kira 20 mbar. Sejumlah kecil udara ketiga masuk dengan kegunaan utama untuk menjaga aliran udara disekeliling penutup pada tekanan rendah.

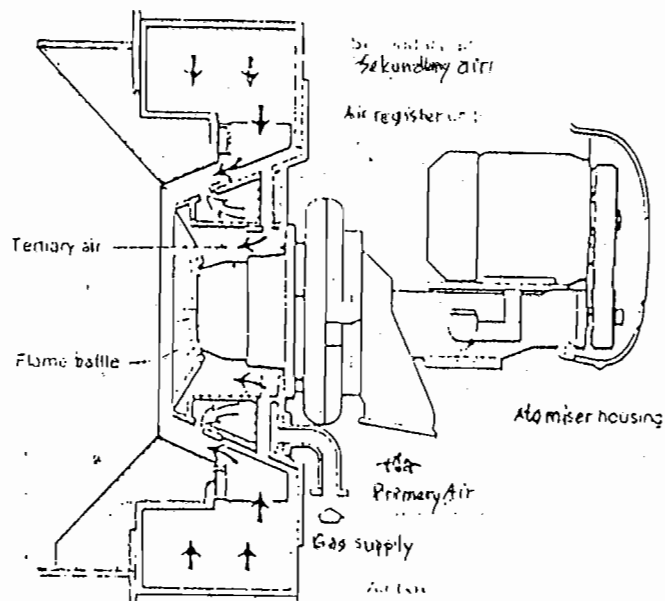
### III.2.1. 3. Pembakaran Gas

Gas alam mudah terbakar dan tidak memerlukan tempat untuk pembakaran serta tidak butuh atomisasi. Kesemuanya diperoleh dengan mencampurkan gas sebagai bahan bakar dengan udara sesuai dengan perbandingan yang baik. Gas alam untuk pembakaran pada

industri boiler kebanyakan disuplay dan minyak sebagai bahan bakar cadangan.

Pada dasarnya, burner gas untuk boiler sangat mirip dengan burner minyak terdiri dari kipas untuk mensuplay udara yang dibutuhkan pada tekanan tertentu dan lubang keluaran gas untuk distribusi gas di udara. Pada gambar 3.9 memperlihatkan *burner cup* rotari dua bahan bakar.

Gas masuk ke saluran distribusi yang mana saluran tersebut mengandung udara dari slot udara kedua. Sejumlah gas dapat diatur oleh katup yang *disuplay* dari sumber dengan tekanan konstan.



Gambar 3.9. Burner dua bahan bakar (minyak atau gas)

(dari Saacke Limited)

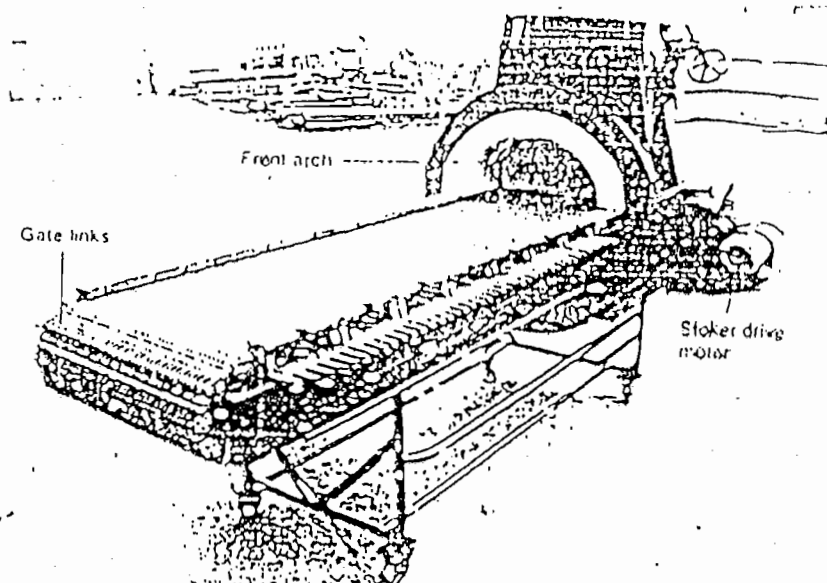
### III.2. 2. Peralatan Pembakaran Boiler Pipa Air

#### III.2.2. 1. Stoker

- a. Stoker menggunakan prinsip umpan bawah

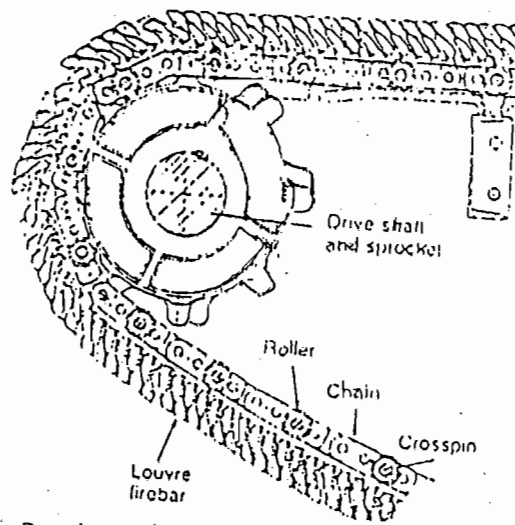
Ada dua tipe dasar pada penggunaannya:

1. Stoker jeruji rantai secara umum sama konstruksinya seperti pada boiler pipa api (lihat gambar 3.10). Terdiri dari ujung sabuk yang luas yang dipasang pada masing-masing baris yang dihubungkan menyeberangi stoker dengan menghubungkan pada baris yang tetap oleh batangan baja.



Gambar 3.10. Stoker jeruji rantai untuk pipa api

2. Jeruji berjalan seperti jeruji rantai memiliki sejumlah rantai terpisah menyeberangi lebarannya diatas batangan jeruji dan menempel pada batangan.



Gambar 3.11. Louvre tipe jeruji berjalan

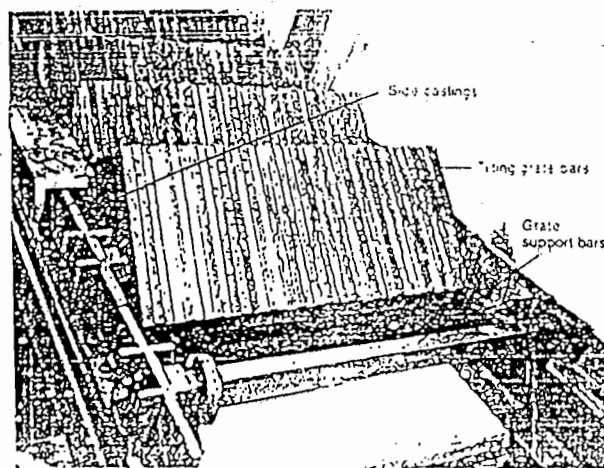
b. Stoker penyebar dengan jeruji berjalan

Umpan atas atau stoker penyebar untuk pembakaran batu bara menggunakan penyebar mekanik berputar untuk mendistribusikan batu bara ke dapur, penyebarannya diatas permukaan jeruji.

Konstruksi jeruji bisa sama seperti yang digunakan untuk stoker jeruji berjalan atau memiliki beberapa batang jeruji panjang melewati lebar boiler tetap dengan pengaturan rantai. Istilah “keluaran abu kontinyu” (CAD) stoker penyebar diantara penggunaannya berbeda dari penyebar jeruji dumping.

c. Stoker penyebar dengan jeruji dumping

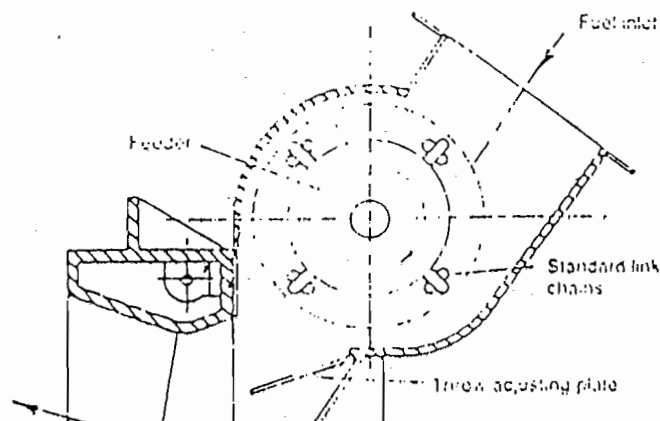
Untuk bahan bakar dengan abu sedikit, jeruji dumping dapat digunakan daripada rantai kontinyu. Permukaan jeruji terdiri dari barisan batangan jeruji kira-kira 300 mm lebar dapat dimiringkan oleh mekanik manual atau aktuator mekanik. (lihat gambar 3.12)



Gambar 3.12. Stoker jeruji dumping

Pembakarannya kurang efisien daripada jenis keluaran abu kontinyu dan distribusi ukuran jelek dari bahan bakar melewati jeruji dan kenyataannya bahwa bahan bakar keluar tak terbakar saat dumping.

Besar umpan bahan bakar ke dapur dengan stoker penyebar di kontrol menggunakan umpan kecepatan variabel dari hubungan tarikan juga, jenis pendorong atau jenis drum berputar (Gambar 3.13.) keluaran bahan bakar pada penyebar berputar.



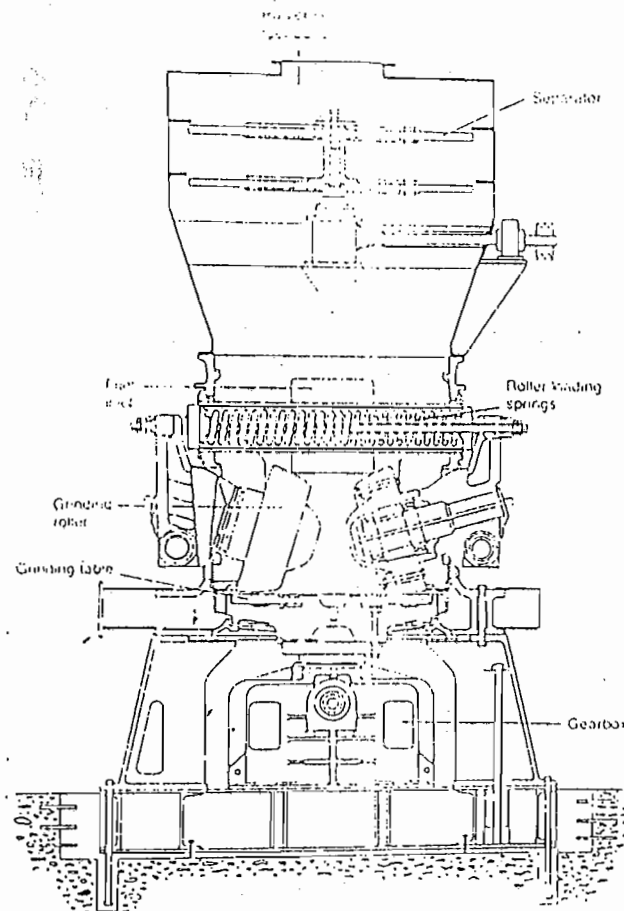
Gambar 3.13. Umpan berputar dan penyebar



d. Karakteristik stoker penyebar

Dengan stoker penyebar proporsi bahan bakar terbakar pada suspensi, dapat mencapai 50 % tergantung tingkat bahan bakar dan kerapatannya. Pada kasus bahan bakar berserat seperti bagasse dan kayu dimana kerapatan bahan bakarnya rendah dibandingkan batu bara persentsi pembakaran pada susupensi dapat lebih tinggi dari batu bara tebal. Respon perubahan bahan bakar pada pembakaran boiler dengan stoker penyebar adalah baik.

### III.2.2. 2. Pembakaran bahan bakar serbuk



Gambar 3.14. Jenis roller dan alat pengilingan serbuk

Kebanyakan peralatan boiler sekarang ini untuk ukuran pembakaran bahan bakar serbuk digunakan pada pembakaran boiler batu bara. Pada metode ini pembakaran bahan bakar sampai 90-95 % akan lewat melalui 200 lubang ayakan ( $74 \mu\text{m}$ ).

Efisiensi boiler bahan bakar serbuk lebih tinggi daripada pembakaran bahan bakar dengan stoker untuk bahan bakar yang diberikan dan temperatur gas keluaran.

Penggilingan bahan bakar menghasilkan gilingan atau serbuk. Ada bervariasi desain, salah satu yang utama adalah sebagai berikut:

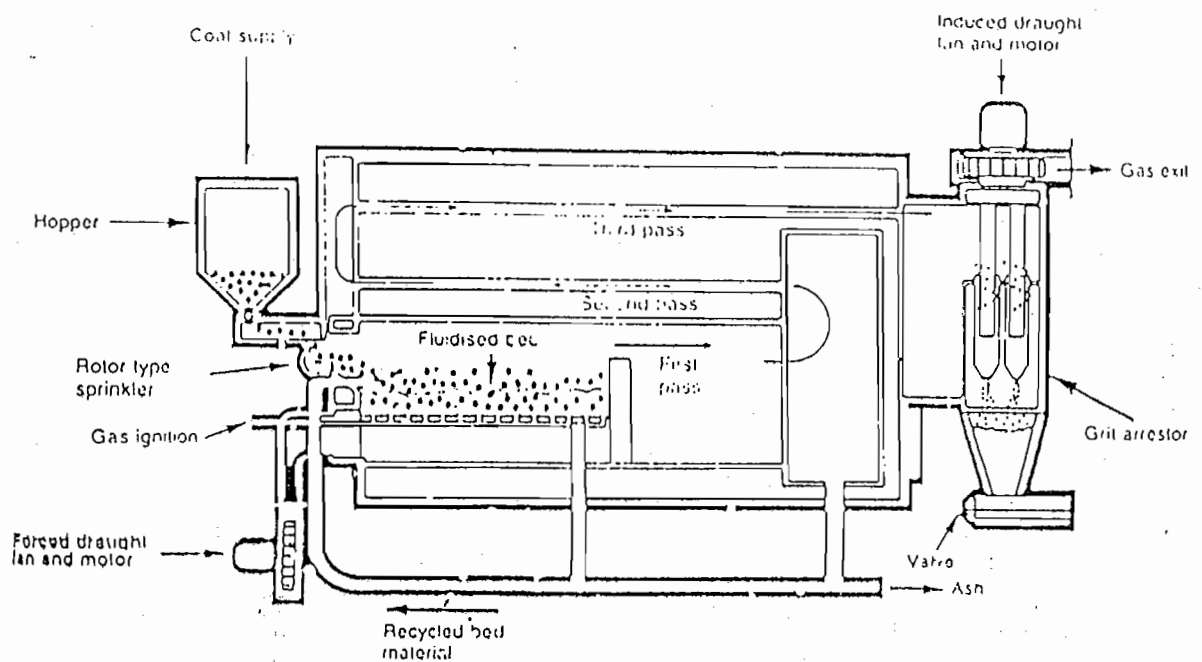
1. Penggilingan erosi bahan bakar menghancurkan dengan impact pemukul atau batangan pemutar.
2. Penggilingan bulat bahan bakar diletakkan pada silinder berisi metal keras bulat diputar dengan aksis horizontal longitudinal.
3. Penggilingan roller bahan bakar diletakkan antara roller dan tetap atau berputar pada tempatnya. Jenis desain ada pada gambar 3.14.
4. Penggilingan dengan jet uap atau pneumatik partikel dihancurkan sampai ukuran kecil oleh erosi gabungan pada kondisi turbulen tinggi.

### **III.2.2. 3. Wadah pembakaran cair (*Fluidized Bed*)**

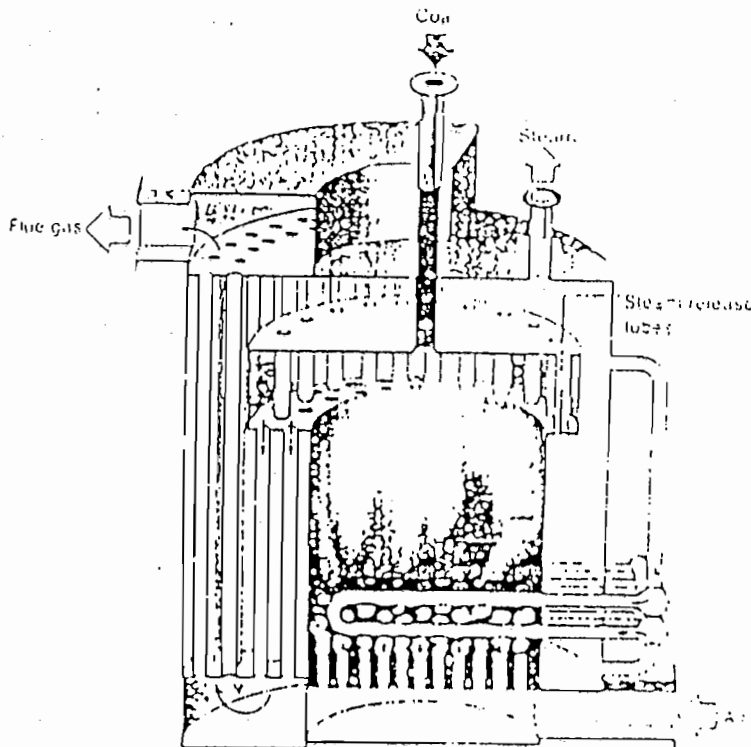
Wadah pembakaran cair dikembangkan antara keduanya boiler pipa api dan boiler pipa air. Saat wadah digunakan pada dapur silinder boiler pipa api horizontal (Gambar 3.15.). Dapur boiler pipa air dapat

dibuat beberapa ukuran dan bentuk dengan memberikan lebih banyak ruang diatas wadah dan memberikan proporsi bahan yang digunakan dari wadah ke natural oleh gravitasi. Dapur pipa air mempunyai kelebihan yang cocok untuk wadah cair daripada dapur pipa api horizontal. Untuk model boiler keluaran uap vertikal dapat menguap (Gambar 3.16.). Keluaran boiler untuk hal yang terakhir dibatasi kira-kira 4 MW dengan dua alasan yaitu:

1. Diameter dan panas masuk.
2. Luas bidang air pada drum vertikal lebih kecil daripada drum horizontal dengan diameter sama dan panjang lebih besar 0,7854 diameter. Kecepatan uap tidak lebih dari 0,055 m/s.



Gambar 3.15. boiler pipa api horizontal dengan wadah cair



Gambar 3.16. Boiler pipa api vertikal dengan wadah cair

a. Jenis-jenis wadah cair

Ada beberapa macam yaitu:

1. Wadah dangkal (*Shallow Beds*)

Kedalaman wadah kira-kira 0,3 m. Pada tabung-tabung wadah boleh atau tidak boleh digunakan untuk kontrol temperatur wadah.

2. Wadah dalam (*Deep Beds*)

Kedalaman wadah kira-kira 1 m. Secara umum pencampuran bahan bakar dan udara lateral lebih baik dari wadah dangkal.

3. Wadah rotasi cair (*Rotating Fluidised Beds*)

Wadah ini berputar dengan aksis horizontal oleh kontrol tekanan udara di bawah wadah dan jumlahnya.

## b. Bahan-bahan wadah

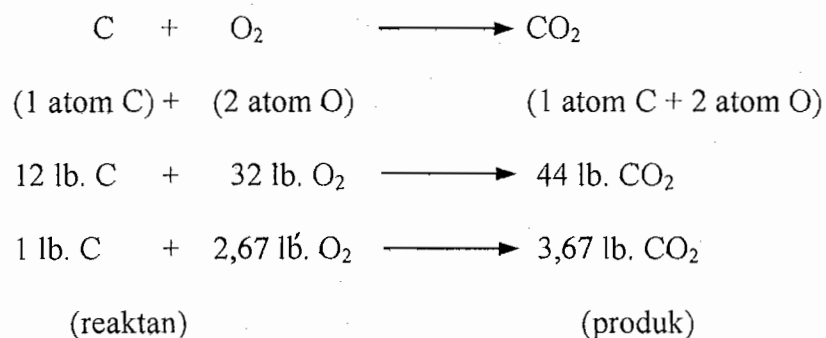
Pasir banyak digunakan ukuran 1-2 mm tetapi bahan lain seperti dolerite dan alumina juga bisa digunakan. Pasir ini akan memindahkan senyawa sulfur dari corong gas asap dan ukuran batu bara dapat disesuaikan dengan wadahnya.

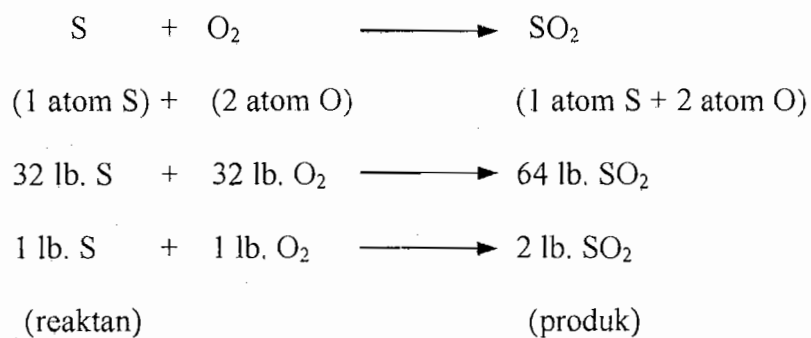
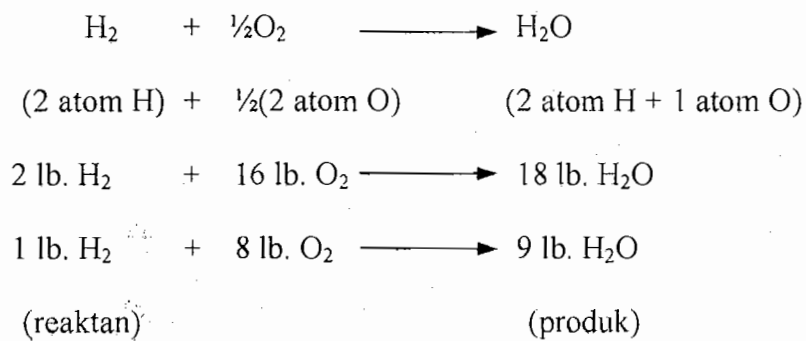
Kelemahan wadah pembakaran cair yaitu:

1. Temperatur pembakaran rendah, 900 – 950 °C, mengurangi bentuk material yang disimpan. Seperti abu halus dan senyawa sodium, potassium dan minyak, vanadium dan nikel.
2. Sejumlah zat sulfur dapat diperoleh di dalam wadah sehingga berkurang ukuran bahan wadah.
3. Variasi bahan bakar padat, cair dan gas dapat terbakar.
4. Koefisien perpindahan panas di tabung wadah sangat besar.

### III. 3. Reaksi Pembakaran

Dasar dari reaksi pembakaran dapat diterangkan sebagai berikut, misal:





### III. 4. Perhitungan Nilai Pembakaran

Nilai Bakar Tinggi ( $Q_{HHIV}$ ) adalah:

$$\begin{aligned} Q_{HHIV} &= 14600C + 62000x[H - (O/8)] + 4050S \\ Q_{HHIV} &= (14600 \times 0,635) + 62000x[0,058 - (0,152/8)] + 4050 \times 0,005 \\ Q_{HHIV} &= 11709,25 \text{ Btu/lb.} \end{aligned}$$

Hidrogen 0,058 kg menghasilkan =  $0,058 \times 9$  kg uap air = 0,52 kg  $\text{H}_2\text{O}$ .

Sehingga per kg bahan bakar akan menghasilkan uap air keseluruhan

(Wtr):

$$\begin{aligned} Wtr &= 0,52 \text{ kg} + 0,09 \text{ kg} \\ Wtr &= 0,612 \text{ lb H}_2\text{O/lb of coal} \end{aligned}$$

Nilai Bakar Rendah ( $Q_{LHV}$ ) adalah:

$$\begin{aligned}Q_{LHV} &= Q_{HHV} - (1040 \times W_{tr}) \\Q_{LHV} &= 11709,25 - (1040 \times 0,612) \\Q_{LHV} &= 11072,77 \text{ Btu/lb.}\end{aligned}$$

### III. 5. Kebutuhan Bahan Bakar

Kalor yang dihasilkan oleh bahan bakar adalah:

Asumsi:  $\eta = 85 \%$

Diketahui:  $Q_{abs} = 68755000 \text{ Btu/h.}$

$$Q_{HHV} = 11709,25 \text{ Btu/lb.}$$

$$\begin{aligned}Q_{fired} &= \frac{Q_{abs}}{\eta} \text{ Btu/h} \\Q_{fired} &= \frac{68755000}{0,85} \text{ Btu/h} \\Q_{fired} &= 80888230 \text{ Btu/h.}\end{aligned}$$

Bahan bakar yang harus dibakar ( $BB_{fired}$ ) adalah:

$$\begin{aligned}BB_{fired} &= \frac{Q_{fired}}{Q_{HHV}} \text{ lb/h} \\BB_{fired} &= \frac{80888230 \text{ Btu/h}}{11709,25 \text{ Btu/lb}} \\BB_{fired} &= 6908,063 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

### III. 6. Kebutuhan Udara Pembakaran

Kebutuhan udara pembakaran teoritis adalah:<sup>4</sup>

$$W_{ta} = 11,53.C + 34,36(H - (O/8)) + 4,32.S$$

$$W_a = (W_{ta}.m) + W_{ta}$$

Dimana:

$W_{ta}$  = kebutuhan udara teoritis (lb/lb of coal)

$W_a$  = kebutuhan udara aktual (lb/lb of coal)

m = angka kelebihan udara asumsi (= 30 % air)

Sehingga kebutuhan udara pembakaran adalah:

$$W_{ta} = 11,53 \times 0,635 + 34,36(0,058 - (0,152/8)) + 4,32 \times 0,005$$

$$W_{ta} = 8,683 \text{ lb / lb of coal}$$

$$W_a = (8,683 \times 0,3) + 9,683$$

$$W_a = 11,288 \text{ lb / lb of coal}$$

### III. 7. Jumlah Gas Asap Hasil Pembakaran

Rumus:<sup>5</sup>

$$W_g = W_a + (1 - Abu)$$

Dimana:

$W_g$  = jumlah gas asap yang terbentuk (lb/lb of coal)

$W_a$  = kebutuhan udara aktual (lb/lb of coal)

<sup>4</sup> Power Plant System design, Kam W.li, hal 143

<sup>5</sup> Ibid, hal 143



Sehingga jumlah gas asap yang terbentuk adalah:

$$W_g = 11,288 + (1 - 0,05) = 12,238 \text{ lb / lb of coal}$$

Jika pembakaran batu bara menghasilkan CO<sub>2</sub> sebanyak 11 % dari gas asap kering (W<sub>r</sub>), maka aliran massa gas asap kering (m<sub>g</sub>) adalah:<sup>6</sup>

$$m_g = BB_{\text{fired}} \times (W_a + (1 - W_r))$$

$$m_g = 6908,063 \times (11,288 + (1 - 0,11))$$

$$m_g = 84127,4 \text{ lb / h.}$$

---

<sup>6</sup> Ibid, hal 159

**BAB IV****PERHITUNGAN PERPINDAHAN PANAS**

Proses perpindahan kalor pada generator uap terjadi pada bagian-bagian:

1. Dapur (*furnace*)
2. Pipa-pipa terjal (pipa-pipa penguap); atau biasanya disebut *screen tubes*
3. Superheter
4. Boiler banks (pipa-pipa penguap)
5. Kebocoran kalor dari boiler bank ke ekonomiser
6. Ekonomiser
7. Preheater; apabila diperlukan dalam perencanaan.

**4.1. Perencanaan Dapur (*furnace*)**

Dimensi dapur rencana adalah 12 ft x 15 ft x 25 ft. Jadi  $V_f = 4500 \text{ ft}^3$ .

**4.1.a. Perhitungan nilai kalor bersih ( $Q_{net}$ )**

Rumus:<sup>7</sup>

$$Q_{net} = Q_{LHV} \times BB_{fired}$$

Dimana:

$Q_{net}$  = Nilai kalor bersih bahan bakar (Btu/h)

$Q_{LHV}$  = Nilai Bakar Rendah (Btu/lb)

$BB_{fired}$  = kebutuhan bahan bakar yang harus dibakar (lb/h)

---

<sup>7</sup> Ketel Uap, Djokosetyardjo hal 343

Nilai kalor bersih bahan bakar ( $Q_{net}$ ) adalah:

Diketahui:

$$Q_{LHV} = 11072,77 \text{ Btu/lb}$$

$$BB_{ired} = 6908,063 \text{ lb/h}$$

$$Q_{net} = 11072,77 \times 6908,063 = 76491390 \text{ Btu/h}$$

#### 4.1.b. Perhitungan laju fluks kalor ( $Q''$ )

Rumus:<sup>8</sup>  $Q_{net} = Q'' \times A_f$ ;  $Q'' = Q_{net} / A_f$

Dimana:

$Q_{net}$  = Nilai kalor bersih bahan bakar (Btu/h)

$A_f$  = Luas permukaan pipa dinding pada furnace ( $ft^2$ )

$Q''$  = Laju fluks kalor (Btu/h. $ft^2$ )

Luas permukaan dinding radiasi dapur ( $A_f$ ) adalah:

$$A_f = 2tx(p+l) + (pxl)$$

$$A_f = 2 \times 25 \times (12 + 15) + (12 \times 15) = 1530 \text{ ft}^2$$

Karena dinding *furnace* penuh dengan pipa-pipa air maka harga faktor efektivitas permukaan adalah sebesar 1,0 pada grafik 3.

$$Q'' = 76491390 / 1530 = 49994,38 \text{ Btu/h.ft}^2$$

Persamaan untuk temperatur gas keluar dapur adalah sebagai berikut:

$$T_2 = -0,017 \times (Q''/1000)^2 + 9,46 \times (Q''/1000) + 1400$$

Sehingga untuk fluks kalor sebesar 49994,38 Btu/h. $ft^2$ , temperatur gas keluar dapur ( $T_2$ ) diperoleh = 1830 °F (lihat grafik 2), dan  $h_{fg} = 480$  Btu/lb (lihat grafik 1) pada Lampiran A.

<sup>8</sup> *Power Plant System design*, Kam W.Li, hal 159

Laju perpindahan kalor radiasi yang meninggalkan dapur ( $Q_{f,e}$ ):

Rumus:<sup>9</sup>  $Q_{f,e} = m_g \times h_{f,e}$

Dimana:

$Q_{f,e}$  = kalor radiasi yang meninggalkan dapur (Btu/h)

$m_g$  = aliran massa gas asap (=84127,4 lb/h)

$h_{f,e}$  = entalpi gas asap (Btu/lb)

Sehingga

$$Q_{f,e} = 84127,4 \times 480$$

$$Q_{f,e} = 40381150 \text{ Btu/h}$$

4.1.d. Laju perpindahan kalor radiasi yang diserap oleh dapur ( $Q_{f,c}$ ):

Rumus:<sup>10</sup>

$$Q_{ab} = Q_{net} - Q_{f,e}$$

Dimana:

$Q_{f,c}$  = kalor radiasi yang meninggalkan dapur (Btu/h)

$Q_{net}$  = Nilai kalor bersih bahan bakar (Btu/h)

$Q_{ab}$  = kalor radiasi yang diserap oleh dapur (Btu/h)

Laju kalor radiasi yang diserap adalah sebesar:

$$Q_{ab} = 76491390 - 40381150 = 36110240 \text{ Btu/h}$$

Jadi kalor yang diterima oleh ,pipa uap yang terdapat di dinding dapur adalah sebesar 36110240 Btu/h.

<sup>9</sup> *Power Plant System design*, Kam W.Li, hal 159

<sup>10</sup> *Ibid*, hal 160

**Pipa-pipa Terjal (pipa-pipa penguap)****Perhitungan temperatur rata-rata gas asap ( $T_{rat}$ )**

$$T_{rat} = (T_1 + T_2)/2$$

Dimana:

$T_1$  = Temperatur gas asap masuk rangkaian pipa ( $^{\circ}F$ )

$T_2$  = Temperatur gas asap keluar rangkaian pipa asumsi ( $^{\circ}F$ )

$T_{rat}$  = Temperatur rata-rata gas asap ( $^{\circ}F$ )

Temperatur rata-rata gas asap ( $T_{rat}$ ):

$$T_{rat} = (1830 + 1675)/2$$

$$T_{rat} = 1752,5 \text{ } ^{\circ}F = 1228,833 \text{ } K$$

Sehingga  $c_p = 0,313 \text{ Btu/lb.}^{\circ}F$ ; lihat tabel 1 pada Lampiran B.

**Perhitungan temperatur film gas asap ( $T_f$ )**

Rumus:<sup>11</sup>  $T_f = (T_s + T_{rat})/2$

Dimana:

$T_f$  = temperatur film gas ( $^{\circ}F$ )

$T_s$  = Temperatur uap jenuh =  $401 \text{ } ^{\circ}F$

Temperatur film gas asap ( $T_f$ ):

$$T_f = (401 + 1752,5)/2 = 1076,77 \text{ } ^{\circ}F$$

Pada kondisi  $T_f = 1076,77 \text{ } ^{\circ}F$ ; maka harga dibawah ini dapat diperoleh dari tabel sifat fisis gas ( tabel 1 pada Lampiran B):

$$c_p = 0,290 \text{ Btu/lb.}^{\circ}F; \mu = 0,087 \text{ lb/ft.h}; k = 0,034 \text{ Btu/ft.h.}^{\circ}F$$

<sup>11</sup> *Waste Heat Boiler Deskbook*, V.Ganapathy hal 156

## 4.2.c. Perhitungan fluks massa gas (G)

Rumus:<sup>12</sup>

$$G = m_g / A_g$$

$$A_g = (N_w \times L \times (S_T - d_o)) / 12$$

Dimana:

$A_g$  = luas minimum aliran gas asap ( $ft^2$ )

$m_g$  = aliran massa gas asap (lb/h)

$G$  = fluks massa gas (lb/h. $ft^2$ )

$d_o$  = diameter luar pipa (in)

$d_i$  = diameter dalam pipa (in)

$N_w$  = jumlah pipa yang melebar (*tubes/row*)

$L$  = panjang pipa uap (ft)

$S_T$  = jarak antar pipa pada arah melintang (in)

Asumsi:

$d_o = 3,5$  in dengan skedul no 40, lihat tabel 2  $d_i = 3,068$  in,

$N_w = 12$  *tubes/row*,  $N_H = 2$  *row*,  $L = 15$  ft,  $S_T = S_L = 7$ .

$$A_g = (12 \times 15 \times (7 - 3,5)) / 12 = 52,5 \text{ ft}^2$$

Fluks massa gas adalah:

$$G = 84127,4 / 52,5$$

$$G = 1602,427 \text{ lb/h.ft}^2$$

<sup>12</sup> Waste Heat Boiler Deskbook, V.Ganapathy hal 150



#### 4.2.d. Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi

Menggunakan persamaan Grimson's<sup>13</sup> adalah sebagai berikut:

Rumus:

$$Re = Gx d_o / 12\mu$$

$$Nu = B \cdot Re^N$$

$$h_c = (12Nu.k) / d_o$$

Dimana:

B, N = koefisien permukaan pipa susunan sejajar

Re = Angka Reynold

Nu = Angka Nusselt

G = fluks massa gas (lb/h.ft<sup>2</sup>)

h<sub>c</sub> = koefisien perpindahan panas konveksi (Btu/ft<sup>2</sup>.h.°F):

d<sub>o</sub> = diameter luar pipa (in)

μ = kekentalan absolut fluida (lb/ft.h)

k = konduktivitas thermal (Btu/ft.h.°F)

Dapat lihat pada tabel 3 Grimson's untuk nilai B dan N, dengan S<sub>T</sub>/d = 2  
maka diperoleh nilai B = 0,229 dan N = 0,632.

Angka Reynold:

$$Re = 1602,427 \times 3,5 / 12 \times 0,087 = 5372,12$$

Angka Nusselt:

$$Nu = 0,229 \times (5372,12)^{0,632} = 52,154$$

<sup>13</sup> Waste Heat Boiler Deskbook, V.Ganapathy hal 135-136

Sehingga harga koefisien perpindahan panas konveksi adalah:

$$h_c = (12 \times 52,154 \times 0,034 / 3,5) = 6,08 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ \text{F}$$

#### 4.2.e. Perhitungan panjang rata-rata radiasi ( $L_e$ )

$$\text{Rumus:}^{14} L_e = (1,08(S_T \times S_L - 0,785d_o^2) / d_o) \times 0,0254$$

Dimana:

$d_o$  = diameter luar pipa (= 3,5 in)

$S_T$  = jarak antar pipa pada arah melintang (= 7 in)

$S_L$  = jarak antar pipa pada arah memanjang (= 7 in)

$L_e$  = panjang rata-rata radiasi (m)

Jadi panjang radiasi rata-rata adalah:

$$L_e = (1,08 \times (7 \times 7 - 0,785 \times (3,5)^2) / 3,5) \times 0,0254 \text{ m}$$

$$L_e = 0,309 \text{ m}$$

#### Perhitungan koefisien perpindahan panas *non-luminous* ( $h_N$ ):

Rumus:<sup>15</sup>

$$h_N = \sigma \cdot F_e \cdot \epsilon_g \frac{((T_1 / 100)^4 - (T_s / 100)^4)}{(T_1 - T_s)}$$

Dimana:

$\sigma$  = konstanta Stefan-Boltzmann =  $1,712 \cdot 10^{-9} \text{ Btu} / \text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{R}^4$

$F_e$  = factor efektivitas gas asap;  $S_T / d_o = 2$ ,  $F_e = 0,9$  grafik 3.

$\epsilon_g$  = emisivitas gas

$T_1$  = temperatur gas asap masuk rangkaian pipa =  $1830 \text{ } ^\circ \text{F}$

$T_s$  = temperatur uap keluar =  $401 \text{ } ^\circ \text{F}$

<sup>14</sup> Waste Heat Boiler Deskbook, V.Ganapathy hal 141

<sup>15</sup> Ibid, hal 140



Persamaan emisivitas gas asap dapat dirumuskan:<sup>16</sup>

$$\epsilon_g = 0,9 \times (1 - e^{-KL_e})$$

$$K = \frac{(0,8 + 1,6 p_w) \times (1 - 0,38 T_{rat} / 1000)}{\sqrt{(p_c + p_w) \times L_e}} \times (p_c + p_w)$$

Dimana:

$T_{rat}$  = Temperatur rata-rata gas asap = 1820 °F = 1266 K

$p_w$  = tekanan sebagian H<sub>2</sub>O asumsi (0,12 atm.L<sub>e</sub>)

$p_c$  = tekanan sebagian CO<sub>2</sub> asumsi (= 0,11 atm.L<sub>e</sub>)

$K$  = Faktor bahan bakar

$\epsilon_g$  = emisivitas gas

$L_e$  = panjang rata-rata radiasi (m)

Faktor bahan bakar (K):

$$K = \frac{(0,8 + 1,6 \times 0,12) \times (1 - 0,38 \times 1228,833 / 1000)}{\sqrt{(0,11 + 0,12) \times 0,309}} \times (0,11 + 0,12)$$

$$K = 0,456$$

Emisivitas gas asap ( $\epsilon_g$ ):

$$\epsilon_g = 0,9 \times (1 - e^{-0,456 \times 0,309}) = 0,118$$

Sehingga harga  $h_N$  adalah:

$$h_N = 0,1713 \times 0,9 \times 0,118 \frac{((1830 + 460) / 100)^4 - ((401 + 460) / 100)^4}{((1830 + 460) - (401 + 460))}$$

$$h_N = 3,439 \text{ Btu / ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°F}$$

<sup>16</sup> Waste Heat Boiler Deskbook, V.Ganapathy, hal 147

#### 4.2.g. Perhitungan koefisien perpindahan kalor menyeluruh (U)

$$\text{Rumus:}^{17} \quad 1/U = (1/(h_c + h_N)) + ((1/h_i) \times (d_o/d_i)) + ff_o + (ff_o \times (d_o/d_i)) + (d_o/(24K_m)) \ln(d_o/d_i)$$

Dimana:

$h_c$  = koefisien perpindahan panas konveksi (Btu/ft<sup>2</sup>.h.°F):

$h_i$  = koefisien perpindahan panas pipa uap (= 2000 Btu/ft<sup>2</sup>.h.°F)

$h_N$  = koefisien perpindahan panas *non-luminous* (Btu/ft<sup>2</sup>.h.°F)

$d_o$  = diameter luar pipa (in)

$d_i$  = diameter dalam pipa (in)

$K_m$  = untuk bahan pipa yang terbuat dari baja karbon = 25

$ff_o$  = factor pengotor = 0,001

Koefisien perpindahan kalor menyeluruh adalah:

$$1/U = (1/(6,08 + 3,439)) + ((1/2000) \times (3,5/3,068)) + 0,001 + (0,001 \times (3,5/3,068)) + (3,5/(24 \times 25)) \ln(3,5/3,068)$$

$$U = 9,214 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°F}$$

#### 4.2.h. Perhitungan Log Mean Temperature Difference (LMTD):

$$\text{Rumus:}^{18} \quad LMTD = \frac{(T_1 - T_2)}{\ln((T_1 - T_s)/(T_2 - T_s))}$$

Dimana:

$T_1$  = temperatur gas asap masuk rangkaian pipa = 1830 °F

$T_2$  = temperatur gas asap keluar rangkaian pipa asumsi = 1675 °F

$T_s$  = temperatur uap keluar = 401 °F

<sup>17</sup> Waste Heat Boiler Deskbook, V.Ganapathy, hal 135

<sup>18</sup> Steam/its generation and use, Babcock & Wilcox, capter 14-6

Log Mean Temperature Difference adalah:

$$LMTD = \frac{(1830 - 1675)}{\ln\left(\frac{1830 - 401}{1675 - 401}\right)}$$

$$LMTD = 1349,977 \text{ } ^\circ F$$

### Perhitungan laju perpindahan kalor

Rumus:<sup>19</sup>

$$Q = AxUxLMTD$$

Dimana:

Q = laju perpindahan kalor menyeluruh pada pipa terjal (Btu/h)

A = luas permukaan total (ft<sup>2</sup>)

U = koefisien perpindahan kalor menyeluruh (Btu/ft<sup>2</sup>.h.°F)

LMTD = log mean temperatur defference, gas dan air saturasi (°F)

Jika dalam perencanaan memilih  $N_H = 2 \text{ row}$ , maka luas permukaan perpindahan kalor total adalah:

$$A = N_H \times \pi (d_o / 12) \times N_w \times L$$

$$A = 2 \times \pi (3,5 / 12) \times 12 \times 15$$

$$A = 329,7 \text{ ft}^2$$

Jadi laju perpindahan kalor yang diterima pipa-pipa air (Q) adalah:

$$Q = 329,7 \times 9,214 \times 1349,977$$

$$Q = 4100878 \text{ Btu/h}$$

Hasil perhitungan di *cross-check* dengan asumsi temperatur keluar gas asap dari pipa terjal:<sup>20</sup>

$$T_2 = T_1 - \left( \frac{Q}{m_g \times c_p} \right)$$

<sup>19</sup> *Steam/its generation and use*, Babcock & Wilcox, capter 14-6

<sup>20</sup> *Ibid*, capter 14-7

Dimana:

$T_1$  = temperatur gas masuk rangkaian pipa

$T_2$  = temperatur gas keluar rangkaian pipa

$Q$  = laju perpindahan kalor menyeluruh pada pipa terjal (Btu/h)

$m_g$  = aliran massa gas asap (lb/h)

$c_p$  = spesifik kalor rata-rata gas (Btu/lb.°F)

Diketahui:

$T_1$  = 1830 °F

$T_2$  = 1675 °F

$Q$  = 4100878 Btu/lb

$m_g$  = 84127,4 lb/h

$T_r$  = 1752,5 °F; dengan harga  $c_p = 0,313$  pada tabel 1.

Sehingga:

$$T_2 = 1830 - (4100878 / 84127,4 \times 0,313) = 1674,262 \text{ } ^\circ F$$

Toleransi kesalahan asumsi adalah maksimum sebesar 5 °F, dimana kesalahan asumsi  $T_2$  sebesar =  $1675 - 1674,262 = 0,738$  °F, jadi masih berada dalam toleransi kesalahan temperatur asumsi.

#### 4.2.j. Perhitungan penurunan tekanan gas ( $\Delta P_g$ )

Rumus:<sup>21</sup>  $\Delta P_g = 9,3 \times 10^{-10} \cdot f_g \cdot G^2 \cdot N_H / \rho_g$

Dimana:

$\Delta P_g$  = penurunan tekanan gas (in. wc)

$G$  = fluks massa gas (lb/h.ft<sup>2</sup>)

<sup>21</sup> Waste Heat Boiler Deskbook, V.Ganapathy hal 150

$N_H$  = jumlah pipa-pipa air pada arah ke belakang (*row*)

$\rho_g$  = densitas gas (lb/ft<sup>3</sup>)

Densitas gas ( $\rho_g$ ):

$$\rho_g = \frac{MW \times 492}{359 \times (460 + T_{rat})}$$

$$\rho_g = \frac{29 \times 492}{359 \times (460 + 1752,5)}$$

$$\rho_g = 0,018 \text{ lb / ft}^3$$

Faktor gesekan untuk susunan segaris ( $f_g$ ):

$$f_g = \text{Re}^{(-0,15)} \left[ 0,044 + \frac{0,08(S_r / d)}{((S_r / d) - 1)^{(0,43 + 1,13d.S_r)}} \right]$$

$$f_g = 5372,12^{(-0,15)} \times (0,044 + 0,08 \times 2)$$

$$f_g = 0,056$$

Penurunan tekanan gas adalah:

$$\Delta P_g = 9,3 \times 10^{-10} \times 0,056 \times (1602,427)^2 \times 2 / 0,018$$

$$\Delta P_g = 0,015 \text{ in.wc}$$

### 4.3. Superheater

#### 4.3.a. Perhitungan laju perpindahan kalor pada sisi uap

Rumus:<sup>22</sup>

$$Q_s = m_s \cdot x \Delta h = m_s \cdot x (h - h_g)$$

Dimana:

$Q_s$  = laju perpindahan kalor pada sisi gas (Btu/h)

$m_s$  = laju aliran massa uap (lb/h)

$\Delta h$  = perbedaan entalpi (Btu/lb)

Diketahui:

$m_s = 50000 \text{ lb/h.}$

$T_s = 401 \text{ }^\circ\text{F} \longrightarrow h_g = 1202 \text{ Btu/lb}$

$T_{sh} = 800 \text{ }^\circ\text{F} \longrightarrow h = 1423,2 \text{ Btu/lb}$

Laju perpindahan kalor pada sisi uap adalah:

$$Q_s = 50000 \cdot x (1423,2 - 1202)$$

$$Q_s = 11060000 \text{ Btu/h}$$

#### Perhitungan temperatur gas asap keluar superheater

Rumus:<sup>23</sup>

$$T_2 = T_1 - (Q_s / m_g \cdot x c_p)$$

Dimana:

$T_1$  = temperatur gas asap masuk superheater ( $^\circ\text{F}$ )

$T_2$  = temperatur gas asap keluar superheater ( $^\circ\text{F}$ )

$Q_s$  = laju perpindahan kalor ditinjau dari sisi uap (Btu/h)

<sup>22</sup> Waste Heat Boiler Deskbook, V.Ganapathy hal 179

<sup>23</sup> Steam/its generation and use, Babcock & Wilcox, capter 14-7

$m_g$  = laju aliran massa gas (lb/h)

$c_p$  = kalor spesifik rata-rata gas (Btu/lb. $^{\circ}$ F)

Diketahui:

$$Q_s = 11060000 \text{ Btu/h}$$

$$m_g = 84127,4 \text{ lb/h.}$$

$$T_1 = 1674,262 \text{ }^{\circ}\text{F} ; \text{ dengan harga } c_p = 0,310 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

Penurunan temperatur gas asap ( $T_{drop}$ ) sebesar:

$$T_{drop} = Q_s / (m_g \times c_p)$$

$$T_{drop} = 11060000 / (84127,4 \times 0,310)$$

$$T_{drop} = 424,088 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Jadi temperatur gas asap keluar superheater adalah:

$$T_2 = T_1 - T_{drop}$$

$$T_2 = 1674,262 - 424,088$$

$$T_2 = 1250,174 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

### Perhitungan temperatur film gas

Rumus.<sup>24</sup>

$$T_f = (T_{r \text{ gas}} + T_{r \text{ uap}}) / 2$$

$$T_{r \text{ gas}} = (T_1 + T_2) / 2$$

$$T_{r \text{ uap}} = (T_s + T_{sh}) / 2$$

Dimana:

$T_{r \text{ gas}}$  = temperatur rata-rata gas asap ( $^{\circ}$ F)

$T_{r \text{ uap}}$  = temperatur rata-rata uap ( $^{\circ}$ F)

$T_f$  = temperatur film gas ( $^{\circ}$ F)

<sup>24</sup> Waste Heat Boiler Deskbook, V.Ganapathy hal 180

$T_s$  = temperatur uap jenuh ( $^{\circ}F$ )

$T_{sh}$  = temperatur uap panas lanjut/superheated ( $^{\circ}F$ )

Temperatur rata-rata gas asap:

$$T_{rat\ gas} = (1674,262 + 1250,174)/2$$

$$T_{rat\ gas} = 1462,218\ ^{\circ}F = 1067,566\ K$$

Temperatur rata-rata uap:

$$T_{rat\ uap} = (401 + 800)/2$$

$$T_{rat\ uap} = 600,52\ ^{\circ}F$$

Sehingga temperatur film gas ( $T_f$ ) adalah:

$$T_f = (1462,218 + 600,52)/2$$

$$T_f = 1031,369\ ^{\circ}F$$

#### Perhitungan fluks massa gas (G)

Rumus:

$$G = m_g / A_g$$

$$G = (m_g \times 12) / (N_w \times L \times (S_T - d_o))$$

Dimana:

G = fluks massa gas (lb/ht.ft<sup>2</sup>)

$N_w$  = jumlah pipa yang melebar (*tubes/row*)

L = panjang pipa uap (ft)

$S_T$  = jarak antar pipa pada arah melintang (in)

$d_o$  = diameter luar pipa (in)

Diketahui:

$$d_o = 3,5\ in, d_i = 3,068\ in, L = 10\ ft, S_T, S_L = 7\ in$$

$$N_w = 12\ tubes/row$$



Besarnya harga fluks massa gas asap adalah:

$$G = (84127,4 \times 12) / (12 \times 10 \times (7 - 3,5))$$

$$G = 2403,64 \text{ lb/h.ft}^2$$

#### 4.3.e. Perhitungan koefisien perpindahan kalor konveksi ( $h_c$ )

Pada kondisi  $T_f = 1031$  °F, maka harga dibawah ini dapat diperoleh dari tabel sifat fisis gas (Lampiran B, tabel 1):

$$c_p = 0,288 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} ; \mu = 0,086 \text{ lb/ft.h} ; k = 0,033 \text{ Btu/ft.h.}^\circ\text{F}$$

Diketahui:

$$B = 0,229 \text{ dan } N = 0,632 ; \text{ karena } S_f/d = 2,0$$

$$G = 2403,64 \text{ lb/h.ft}^2$$

$$d_o = 3,5 \text{ in}$$

koefisien perpindahan konveksi adalah:

$$Re = 2403,64 \times 3,5 / 12 \times 0,086 = 4658,217$$

$$Nu = 0,229 \times (4658,217)^{0,632} = 47,66$$

$$h_c = (12 Nu k) / d_o$$

$$h_c = (12 \times 47,66 \times 0,033 / 3,5)$$

$$h_c = 5,392 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h.}^\circ\text{F}$$

#### Perhitungan koefisien perpindahan panas pada pipa-pipa ( $h_i$ )

Rumus:<sup>25</sup>

$$h_i = 2,44 W^{0,8} \cdot c_p / d_i^{1,87}$$

$$W = m_s / S$$

<sup>25</sup> Waste Heat Boiler Deskbook, V.Ganapathy hal 139

Dimana:

$h_i$  = koefisien perpindahan panas pipa superheated (Btu/ft<sup>2</sup>.h.°F)

$W$  = besarnya aliran uap pada setiap aliran (lb/h)

$m_s$  = kapasitas aliran uap total (lb/h)

$S$  = jumlah aliran uap

$c_p$  = kalor spesifik rata-rata gas (Btu/lb.°F)

Diketahui:

$T_{r\text{ gas}} = 1462$  °F, dengan harga  $c_p = 0,304$  lihat tabel 1.

Dengan  $N_H = 12$  dan jumlah aliran uap = 6 aliran

Besarnya aliran ( $W$ ) adalah:

$$W = 50000/6 = 8333,333 \text{ lb/h}$$

Sehingga:

$$h_i = 2,44 \times (8333,333)^{0,8} \times 0,304 / 3,068^{1,8}$$

$$h_i = 135,076 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°F}$$

**Perhitungan koefisien perpindahan panas *non-luminous* ( $h_N$ )**

Diketahui:

$$T_1 = 1674,262 \text{ °F}$$

$$T_{sh} = 800 \text{ °F}$$

$F = 0,9$  ; lihat grafik 3.

Perhitungannya sama dengan pada perhitungan pipa terjal.

$$L_c = 0,309 \text{ m}$$

$$K = 0,509$$

$$\epsilon_g = 0,131$$

$$h_N = \sigma \cdot F \cdot \epsilon_g \frac{((T_1/100)^4 - (T_{sh}/100)^4)}{(T_1 - T_{sh})}$$

$$h_N = 0,1713 \times 0,9 \times 0,131 \frac{(((1674,262 + 460)/100)^4 - ((800 + 460)/100)^4)}{((1674,262 + 460) - (800 + 460))}$$

$$h_N = 4,206 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ \text{F}$$

#### Koefisien perpindahan kalor menyeluruh (U)

$$1/U = (1/(5,392 + 4,206)) + ((1/135,076) \times (3,5/3,068)) + 0,001 +$$

$$(0,001 \times (3,5/3,068)) + (3,5/(24 \times 25)) \ln(3,5/3,068)$$

$$U = 8,655 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ \text{F}$$

#### 4.3.i. Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$LMTD = \frac{(T_1 - T_{sh}) - (T_2 - T_s)}{\ln((T_1 - T_{sh})/(T_2 - T_s))}$$

$$LMTD = \frac{(1674,262 - 800) - (1250,174 - 401)}{\ln((1674,262 - 800)/(1250,174 - 401))}$$

$$LMTD = 861,637 ^\circ \text{F}$$

#### 4.3.j. Perhitungan laju perpindahan kalor (Q)

Luas permukaan total (A):

$$A = Q_s / U \times LMTD$$

$$A = 11060000 / 8,655 \times 861,637$$

$$A = 1483,077 \text{ ft}^2$$

Jumlah pipa-pipa uap ( $N_H$ ):

$$N_H = A / (\pi (d_o / 12) \times N_w \times L)$$

$$N_H = 1483,077 / (\pi (3,5 / 12) \times 12 \times 10)$$

$$N_H = 13,488 \text{ row}$$

Jika  $N_H = 14 \text{ row}$ , maka luas permukaan perpindahan kalor adalah:

$$A = 14 \times \pi (3,5 / 12) \times 12 \times 10 = 1538,6 \text{ ft}^2$$

Jadi laju perpindahan kalor yang diterima pipa-pipa uap(Q) adalah:

$$Q = AxUxLMTD$$

$$Q = 1538,6 \times 8,655 \times 861,637$$

$$Q = 11473730 \text{ Btu/h}$$

Q ditinjau dari uap harus sama dengan  $Q_s$  ditinjau dari gas, apabila perencanaan ini, di cek ulang adalah:

$$x = 11473730 / 11060000 = 1,037$$

Sehingga untuk perencanaan superheated diatas bisa digunakan.

### Perhitungan penurunan tekanan gas

Densitas gas:

$$\rho_g = \frac{29 \times 492}{359 \times (460 + 1462,218)} = 0,021 \text{ lb/ft}^3$$

Faktor gesekan untuk susunan segaris:

$$f_g = 4658,217^{(-0,15)} \times (0,044 + 0,08 \times 2) = 0,056$$

Penurunan tekanan gas ( $\Delta P_g$ ) adalah:

$$\Delta P_g = 9,3 \times 10^{-10} \times 0,056 \times (2403,64)^2 \times 12 / 0,021 = 0,205 \text{ in.wc}$$

### Evaporator Boiler Banks

Fungsi dari boiler bank sama dengan fungsinya pipa terjal, yaitu untuk menguapkan air, sehingga persamaan yang digunakan untuk menghitung laju kalor pipa terjal atau pun *sreen tubes* dapat pula digunakan pada boiler banks.

Diketahui:

$$T_1 = 1250,174 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 575 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_s = 401 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi:

$$d_o = 3,5 \text{ in dengan skedul no 40, lihat tabel 2; } d_i = 3,068 \text{ in,}$$

$$N_w = 24 \text{ tubes/row, } N_H = 23 \text{ row, } L = 12,5 \text{ ft, } S_T = S_L = 7.$$

#### 4.4.a. Perhitungan temperatur rata-rata gas asap ( $T_{rat}$ )

$$T_{rat} = (1250,174 + 575)/2$$

$$T_{rat} = 912,587 \text{ } ^\circ\text{F} = 762,215 \text{ K}$$

Sehingga  $c_p = 0,284 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$  ; lihat tabel 1.

#### Perhitungan temperatur film gas asap ( $T_f$ )

$$T_f = (401 + 912,587)/2$$

$$T_f = 656,813 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Pada kondisi  $T_f = 657 \text{ } ^\circ\text{F}$ , maka harga dibawah ini dapat diperoleh dari tabel sifat fisis gas (tabel 1):

$$c_p = 0,274 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} ; \mu = 0,07 \text{ lb/ft.h} ; k = 0,026 \text{ Btu/ft.h.}^\circ\text{F}$$

**Perhitungan fluks massa gas (G)**

Asumsi:

$$d_o = 3,5 \text{ in}, d_i = 3,068 \text{ in}, N_w = 24 \text{ tubes row}, L = 12,5 \text{ ft}, S_T = S_L = 7.$$

Diketahui:

$$m_g = 84127,4$$

$$A_g = (24 \times 12,5 \times (7 - 3,5)) / 12 = 87,5 \text{ ft}^2$$

$$G = m_g / A_g$$

$$G = 84127,4 / 87,5$$

$$G = 961,456 \text{ lb / h.ft}^2$$

**4.4.d. Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi**

$$Re = 961,456 \times 3,5 / 12 \times 0,07 = 4006,066$$

$$Nu = 0,229 \times (4006,066)^{0,632} = 43,326$$

$$h_c = (12 Nu k) / d_o$$

$$h_c = (12 \times 43,326 \times 0,026) / 3,5$$

$$h_c = 3,862 \text{ Btu / ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$$

**Perhitungan koefisien perpindahan panas non-luminous (h<sub>N</sub>):**

Dengan rumus perhitungan yang sama dengan pada pipa terjal, sehingga

$$\text{diperoleh } L_e = 0,309 \text{ m}; K = 0,608; \epsilon_g = 0,154$$

Sehingga:

$$h_N = \sigma \cdot F \cdot \epsilon_g \frac{((T_1/100)^4 - (T_s/100)^4)}{(T_1 - T_s)}$$

$$h_N = 0,1713 \times 0,9 \times 0,154 \frac{(((1250,174 + 460)/100)^4 - ((401 + 460)/100)^4)}{((1250,174 + 460) - (401 + 460))}$$

$$h_N = 2,239 \text{ Btu / ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$$

**4.4.f. Perhitungan koefisien perpindahan kalor menyeluruh (U)**

Diketahui:

$$K_m = 25, \text{ untuk baja karbon}$$

$$f_{f_0} = 0,001$$

$$h_i = 2000 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_c = 3,862 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_N = 2,239 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\frac{1}{U} = \left( \frac{1}{(3,862 + 2,239)} \right) + \left( \frac{1}{2000} \right) \times \left( \frac{3,5}{3,068} \right) + 0,001 + \left( \frac{0,001 \times (3,5/3,068)}{2} \right) + \left( \frac{2}{(24 \times 25)} \right) \ln \left( \frac{3,5}{3,068} \right)$$

$$U = 5,974 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$$

**4.4.g. Perhitungan Log Mean Temperature Difference (LMTD):**

Diketahui:

$$T_1 = 1250,174 ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 575 ^\circ\text{F}$$

$$T_s = 401 ^\circ\text{F}$$

$$LMTD = \frac{(1250,174 - 575)}{\ln \left( \frac{1250,174 - 401}{575 - 401} \right)} = 425,872 ^\circ\text{F}$$

**4.4.h. Laju perpindahan kalor**Jika yang dipilih  $N_H = 23$  row maka luas permukaan total (A):

$$A = N_H \times \pi \left( \frac{d_o}{12} \right) \times N_w \times L$$

$$A = 23 \times \pi \left( \frac{3,5}{12} \right) \times 24 \times 12,5$$

$$A = 6319,25 \text{ ft}^2$$

Laju perpindahan kalor yang diterima pipa-pipa air (Q) adalah:

$$Q = 6319,25 \times 5,974 \times 425,872 = 16078300 \text{ Btu/h}$$

Hasil perhitungan di *cross-check* dengan asumsi temperatur keluar gas asap dari boiler banks:

Diketahui:

$$T_1 = 1250,174 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 575 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Q = 16078300 \text{ Btu/lb}$$

$$m_g = 84127,4 \text{ lb/h}$$

$$T_r = 912,587 \text{ } ^\circ\text{F}; \text{ dengan harga } c_p = 0,284 \text{ lihat pada tabel 1.}$$

Sehingga:

$$T_2 = 1250,174 - (16078300/84127,4 \times 0,284) = 577,222 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Toleransi kesalahan asumsi adalah maksimum sebesar 5 °F, dimana kesalahan asumsi  $T_2$  sebesar =  $577,222 - 575 = 2,222$  °F, jadi masih berada dalam toleransi kesalahan temperatur asumsi.

#### Perhitungan penurunan tekanan gas ( $\Delta P_g$ )

$$\rho_x = \frac{29 \times 492}{359 \times (460 + 912,578)} = 0,029 \text{ lb/ft}^3$$

$$f_g = 4006,066^{(-0,15)} \times (0,044 + 0,08 \times 2) = 0,059$$

$$\Delta P_g = 9,3 \times 10^{-10} \times 0,059 \times 961,456^2 \times 23 / 0,029$$

$$\Delta P_g = 0,04 \text{ in.wc}$$

Jadi kalor yang dibutuhkan untuk penguapan air = 56289420 Btu/h, sedangkan  $Q_{\text{total}}$  penguapan yang dipindahkan gas asap adalah sebesar = 54202000 Btu/h, jadi ini berarti proses penguapan dapat berjalan dengan baik. (perencanaan tersebut diatas bisa digunakan)



#### 4.5. Kebocoran kalor dari boiler bank ke ekonomiser<sup>26</sup>

##### 4.5.a. Kebocoran kalor radiasi pada boiler bank

Menghitung *Log Mean Temperature Difference*:

Diketahui:

$$T_1 = 577,222 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \text{dan} \quad T_2 = 565 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{rat} = (T_1 - T_2)/2$$

$$T_{rat} = (577,222 - 565)/2$$

$$T_{rat} = 571,111 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Pada kondisi  $T_{rat} = 571 \text{ } ^\circ\text{F}$ , harga  $c_p = 0,271 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$ . (tabel 1)

$$LMTD = T_{rat} - T_s$$

$$LMTD = 571 - 401$$

$$LMTD = 170 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dimana:

$T_1$  = Temperatur gas masuk saluran ( $^\circ\text{F}$ )

$T_2$  = Temperatur gas keluar saluran ( $^\circ\text{F}$ )

$T_s$  = Temperatur uap jenuh ( $^\circ\text{F}$ )

Sehingga harga  $h_r = 0,8$  ; lihat grafik 4 pada lampiran A.

Menghitung panjang rata-rata radiasi ( $L_e$ ):

Dimensi saluran adalah  $12,5 \text{ ft} \times 15 \text{ ft} \times 12,5 \text{ ft}$

$$L_e = 3,4(V/A)$$

$$L_e = 3,4(2343,75/(2 \times 12,5 \times (12,5 + 15) + (2 \times 12,5 \times 15)))$$

$$L_e = 7,5 \text{ ft}$$

<sup>26</sup> *Steam its generation and use*, Babcock & Wilcox, capter 14-8

Dimana:

$V = \text{volume saluran (ft}^3\text{)}$

$A = \text{Luas total permukaan saluran (ft}^2\text{)}$

$$p.L_e = (p_c + p_w) \times L_e$$

$$p.L_e = 0,23 \times 7,5$$

$$p.L_e = 1,725 \text{ atm.ft}$$

Sehingga harga  $K = 1,4$  dengan cara interpolasi; lihat grafik 5 pada Lampiran A.

**Koefisien perpindahan kalor radiasi ( $h_{rg}$ ):**

$$h_{rg} = h_r \times K$$

$$h_{rg} = 0,8 \times 1,4$$

$$h_{rg} = 1,12 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$$

**Kebocoran kalor radiasi pada boiler bank ( $Q_1$ ):**

$$Q_1 = h_{rg} \times A \times LMTD$$

$$Q_1 = 1,12 \times 1062,5 \times 170$$

$$Q_1 = 202384 \text{ Btu/h}$$

**Kebocoran kalor radiasi pada ekonomiser**

**Menghitung Log Mean Temperature Difference:**

Diketahui:

$$T_e = 150 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$LMTD = T_{rat} - T_e$$

$$LMTD = 571 - 150$$

$$LMTD = 421 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dimana:

$T_e$  = Temperatur air keluar ekonomiser asumsi = 150 °F

Sehingga harga  $h_r = 0,1$  , lihat grafik 4 pada lampiran A. Untuk harga K sama dengan pada kebocoran kalor, karena  $p.L_e$  sama.

**Koefisien perpindahan kalor radiasi ( $h_{rg}$ ):**

$$h_{rg} = h_r \cdot xK$$

$$h_{rg} = 0,1 \cdot 1,4$$

$$h_{rg} = U = 0,14 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$$

**Kebocoran kalor radiasi pada ekonomiser ( $Q_2$ ):**

$$Q_2 = U \cdot A \cdot LMTD$$

$$Q_2 = 0,14 \cdot 1062 \cdot 421$$

$$Q_2 = 62640 \text{ Btu} / \text{h}$$

Sehingga kebocoran kalor radiasi total antara boiler bank dan ekonomiser

( $Q_i$ ) sebesar:

$$Q_i = Q_1 + Q_2$$

$$Q_i = 202384 + 62640$$

$$Q_i = 265024 \text{ Btu} / \text{h}$$

Temperatur gas keluar saluran (masuk ekonomiser):

$$T_2 = T_1 - (Q_i / m_g \cdot x c_p)$$

$$T_2 = 577,222 - (265024 / 84127,4 \cdot 0,27)$$

$$T_2 = 565,597 ^\circ\text{F}$$

Toleransi kesalahan temperatur asumsi adalah:

$$\Delta T = 565,597 - 565$$

$$\Delta T = 0,597 ^\circ\text{F}$$

#### 4.6. Ekonomiser

Untuk perhitungan ekonomiser sama dengan perhitungan superheater.

##### 4.6.a. Perhitungan laju perpindahan kalor pada sisi uap

Diketahui:

$$m_s = m_w = 50000 \text{ lb/h}$$

$$T_w = 80 \text{ }^\circ\text{F} \longrightarrow h_f = 48,1 \text{ Btu/lb}$$

$$T_e = 150 \text{ }^\circ\text{F} \longrightarrow h_{f1} = 117,96 \text{ Btu/lb}$$

$$Q_e = m_w \cdot x \Delta h$$

$$Q_e = m_w \cdot x (h_{f1} - h_f)$$

$$Q_e = 50000 \cdot x (117,96 - 48,1)$$

$$Q_e = 3493000 \text{ Btu/h}$$

Dimana:

$Q_e$  = laju perpindahan kalor ekonomiser ditinjau dari sisi uap (Btu/h)

$m_w$  = laju aliran massa air (lb/h)

$h_f$  = harga entalpi air pada kondisi  $T_w = 80 \text{ }^\circ\text{F}$  (Btu/lb)

$h_{f1}$  = harga entalpi uap air pada kondisi  $T_e = 150 \text{ }^\circ\text{F}$  (Btu/lb)

##### 4.6.b. Perhitungan temperatur gas asap keluar ekonomiser

Diketahui:

$$T_1 = 565,597 \text{ }^\circ\text{F} \longrightarrow c_p = 0,271 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$Q_c = 3493000 \text{ Btu/h}$$

$$m_g = 84127,4 \text{ lb/h}$$

Penurunan temperatur gas asap:

$$T_{drop} = 3493000 / (84127,4 \times 0,271) = 153,212 \text{ }^\circ\text{F}$$

Temperatur gas asap keluar ekonomiser:

$$T_2 = T_1 - T_{drop}$$

$$T_2 = 565,597 - 153,212 = 412,385 \text{ } ^\circ F$$

Dimana:

$T_1$  = Temperatur gas masuk ekonomiser ( $^\circ F$ )

$T_2$  = Temperatur gas keluar ekonomiser ( $^\circ F$ )

### Perhitungan temperatur film gas

Temperatur rata-rata gas asap:

$$T_{rat \text{ gas}} = (565,597 + 412,385)/2 = 488,991 \text{ } ^\circ F = 526,884 \text{ K}$$

$T_{rat \text{ gas}} = 489 \text{ } ^\circ F$ , dengan harga  $c_p = 0,269$  pada tabel 1.

Temperatur rata-rata uap:

$$T_{rat \text{ uap}} = (T_w + T_c)/2$$

$$T_{rat \text{ uap}} = (80 + 150)/2$$

$$T_{rat \text{ uap}} = 115 \text{ } ^\circ F$$

Dimana:

$T_w$  = Temperatur air masuk ekonomiser asumsi =  $80 \text{ } ^\circ F$

$T_c$  = Temperatur air keluar ekonomiser asumsi =  $150 \text{ } ^\circ F$

Temperatur film gas:

$$T_f = (T_{rat \text{ gas}} + T_{rat \text{ uap}})/2$$

$$T_f = (489 + 115)/2$$

$$T_f = 302 \text{ } ^\circ F$$

Pada kondisi  $T_f = 302 \text{ } ^\circ F$ , maka harga dibawah ini dapat diperoleh dari tabel sifat fisis gas (tabel 1):

$$c_p = 0,261 \text{ Btu/lb.}^\circ F; \mu = 0,050 \text{ lb/ft.h}; k = 0,019 \text{ Btu/ft.h.}^\circ F$$

Apabila aliran uap terdiri dari 6 aliran, maka besarnya aliran uap menjadi:

$$W = m_w / S$$

$$W = 50000/6$$

$$W = 8333,333 \text{ lb/h}$$

#### 4.6.d. Perhitungan fluks massa gas (G)

Asumsi:

$$d_o = 2 \text{ in}, d_i = 1,77 \text{ in}, L = 10 \text{ ft}, S_T; S_L = 4 \text{ in}$$

$N_w = 12 \text{ tubes/row}$ , jumlah aliran = 6 aliran.

$$G = (m_g \times 12) / (N_w \times L \times (S_T - d_o))$$

$$G = (84127,4 \times 12) / (12 \times 10 \times (4 - 2))$$

$$G = 4206,37 \text{ lb/h.ft}^2$$

#### 4.6.e. Perhitungan koefisien perpindahan kalor konveksi ( $h_c$ )

$$Re = 4206,37 \times 2 / 12 \times 0,050 = 14021,23$$

$$Nu = 0,229 \times (14021,236)^{0,632} = 95,632$$

$$h_c = (12 Nu.k) / d_o$$

$$h_c = (12 \times 95,632 \times 0,019 / 2)$$

$$h_c = 10,902 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ F$$

#### 4.6.f. Perhitungan koefisien perpindahan panas pada pipa-pipa ( $h_i$ )

$$h_i = 2,44 W^{0,8} \cdot c_p / d_i^{1,8}$$

$$h_i = 2,44 \times (8333,333)^{0,8} \times 0,261 / 1,77^{1,8}$$

$$h_i = 321,696 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ F$$

#### 4.6.g. Perhitungan koefisien perpindahan panas *non-luminous* ( $h_N$ )

$$L_e = 0,176 \text{ m}$$

$$K = 0,906$$

$$\epsilon_g = 0,133$$

$$h_N = \sigma \cdot F \cdot \epsilon_g \frac{((T_1/100)^4 - (T_e/100)^4)}{(T_1 - T_e)}$$

$$h_N = 0,1713 \times 0,9 \times 0,133 \frac{(((565,597 + 460)/100)^4 - ((150 + 460)/100)^4)}{((565,597 + 460) - (150 + 460))}$$

$$h_N = 0,477 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ \text{F}$$

#### Koefisien perpindahan kalor menyeluruh (U)

$$1/U = (1/(10,902 + 0,477)) + ((1/321,696) \times (2/1,77)) + 0,001 + (0,001 \times (2/1,77)) + (2/(24 \times 25)) \ln(2/1,77)$$

$$U = 10,646 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ \text{F}$$

#### 4.6.i. Perhitungan Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$LMTD = \frac{(T_1 - T_e) - (T_2 - T_w)}{\ln((T_1 - T_e)/(T_2 - T_w))}$$

$$LMTD = \frac{(565,597 - 150) - (412,385 - 80)}{\ln((565,597 - 150)/(412,385 - 80))}$$

$$LMTD = 372,443 \text{ } ^\circ \text{F}$$

#### Perhitungan laju perpindahan kalor (Q)

Luas permukaan total (A):

$$A = Q_e / U \times LMTD$$

$$A = 3493000 / 10,646 \times 372,443$$

$$A = 880,952 \text{ ft}^2$$

Jumlah pipa-pipa air (N<sub>H</sub>):

$$N_H = A / \pi (d_o / 12) \times N_w \times L$$

$$N_H = 880,952 / (\pi (2/12) \times 12 \times 10)$$

$$N_H = 14,021 \text{ row}$$

Jika N<sub>H</sub> = 15 row, maka luas permukaan perpindahan kalor adalah:

$$A = N_H \times \pi (d_o / 12) \times N_w \times L$$

$$A = 15 \times \pi (2/12) \times 12 \times 10$$

$$A = 942 \text{ ft}^2$$



Jadi laju perpindahan kalor yang diterima pipa-pipa air (Q) adalah:

$$Q = AxUxLMTD$$

$$Q = 942 \times 10,646 \times 372,443$$

$$Q = 3735213 \text{ Btu/h}$$

### Perhitungan penurunan tekanan gas

Diketahui:

$$T_{\text{rat}} = 489 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Re = 14021,23$$

$$G = 4206,37 \text{ lb/h.ft}^2$$

$$\rho_g = \frac{29 \times 492}{359 \times (460 + 489)} = 0,042 \text{ lb/ft}^3$$

$$f_g = 14021,23^{(-0,15)} \times (0,044 + 0,08 \times 2) = 0,059$$

Sehingga penurunan tekanan gas sebesar:

$$\Delta P_g = 9,3 \times 10^{-10} \cdot f_g \cdot G^2 \cdot N_H / \rho_g$$

$$\Delta P_g = 9,3 \times 10^{-10} \times 0,059 \times 4206,37^2 \times 12 / 0,042$$

$$\Delta P_g = 0,346 \text{ in.wc}$$

### Kecepatan aliran air

Rumus:

$$v_a = 0,05 \cdot W \cdot v / d_i^2$$

Dimana:

W = laju aliran uap masing-masing aliran (=8333,333 lb/h)

v = spesifik volume air pada temperatur 150 °F (=0,0163 ft<sup>3</sup>/lbm)

d<sub>i</sub> = diameter pipa sebelah dalam (= 1,77 in)



Sehingga kecepatan aliran air di dalam pipa ekonomiser adalah:

$$v_u = 0,05 \times 8333,333 \times 0,0163 / 1,77^2$$

$$v_u = 2,168 \text{ ft/s}$$

Pada buku *Waste Heat Boiler Desbook* hal 140; memberikan syarat batas kecepatan aliran pipa-pipa air ekonomiser adalah 2-6 ft/s.

### Efisiensi Generator Uap

#### Secara langsung

Menurut hukum termodinamika I, efisiensi generator uap didefinisikan sebagai panas yang diserap oleh uap dibagi dengan panas dari pembakaran bahan bakar.

Rumus:<sup>27</sup>

$$\eta = \frac{\text{Energi output}}{\text{Energi Input}} \times 100\% = \frac{m_s \times (h - hf)}{Q_{LHV} \times BBf_{ired.}} \times 100\% = \frac{Q_{abs}}{Q_{net}} \times 100\%$$

Dimana:

$Q_{abs}$  = laju perpindahan panas yang diserap oleh uap (Btu/h)

$Q_{net}$  = laju perpindahan kalor bersih pada pembakaran (Btu/h)

$\eta$  = efisiensi generator uap (%)

Diketahui:

$$Q_{abs} = 68755000 \text{ Btu/h}; \text{ dan } Q_{net} = 76491390 \text{ Btu/h}$$

Efisiensi generator uap adalah

$$\eta = (68755000 / 76491390) \times 100\%$$

$$\eta = 89,89\%$$

<sup>27</sup> Peningkatan Efisiensi Boiler, disusun oleh tim Binakarya Nusakarsa

Secara tak langsung<sup>28</sup>

Rumus:

$$\eta = \frac{Q_{HHV} - \text{loses}}{Q_{HHV}} \times 100\%$$

Beberapa rugi-rugi kalor (*losses*) seperti yang disebutkan dibawah ini antara lain yaitu:

**Rugi panas karena sisa gas yang keluar cerobong (DGL)**

$$W_{dg} = W_a + 1 - Abu - (C_r \cdot W_r) - (9H + Air)$$

$$DGL = W_{dg} \cdot W_r \cdot (T_{ff} - T_a)$$

**Rugi panas karena terbentuk uap air dalam bahan bakar (ML)**

$$ML = (Air + 9H)(h_s - h_w)$$

$$h_s - h_w = 1066 + 0,5T_g - T_{ff} \quad \text{jika } T_g > 575 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_s - h_w = 1089 + 0,46T_g - T_{ff} \quad \text{jika } T_g < 575 \text{ }^\circ\text{F}$$

**Rugi panas karena kandungan uap air pada udara pembakaran (MCAL)**

$$C_f = C_r \cdot xW_r + Abu$$

$$MCAL = W_a \cdot 0,0088 \cdot C_f (T_{ff} - T_a)$$

**Rugi panas karena pembakaran tak sempurna (ICL)**

ICL = 0, karena dianggap pembakaran sempurna.

<sup>28</sup> Power Plant System design, Kam W.Li, hal 146 - 148

**Rugi panas karena karbon yang tidak habis dibakar (UCL)**

$$UCL = (UF)14600$$

karena  $C_r = 0$ , sehingga  $UCL = 0$ .

**Rugi panas radiasi dapur (RUL)**

$$RUL = 0,03 \times Q_{IIIIV}$$

Dimana:

$T_{ff}$  = temperatur gas asap masuk cerobong ( $^{\circ}F$ )

$T_a$  = temperatur udara masuk ketel ( $^{\circ}F$ )

$W_a$  = udara aktual (lb/lb of coal)

$W_r$  = *solid refuse* (lb/lb of coal)

$C_r$  = *combustible in solid refuse* (UF/ $W_r$ )

**Perhitungan efisiensi secara tak langsung:**

Diketahui:

$$T_{ff} = 412,385 \text{ } ^{\circ}F$$

$$T_a = 80 \text{ } ^{\circ}F$$

$$W_a = 11,288 \text{ lb/lb of coal}$$

$$W_r = 11 \%$$

$$C_r = 0$$

$$\text{Abu} = 5 \%$$

$$\text{Air} = 9 \%$$

$$H = 5,8 \%$$

$$W_{dg} = 11,288 + 1 - 0,05 - 0 - (9 \times 0,058 + 0,09)$$

$$W_{dg} = 11,626 \text{ lb / lb of coal}$$

$$DGL = 11,626 \times 0,11 \times (412,385 - 80)$$

$$DGL = 425,08 \text{ Btu / lb of coal}$$

$$ML = (0,09 + 9 \times 0,058) \times (1089 + (0,46 \times 412,385 - 80))$$

$$ML = 733,603 \text{ Btu / lb of coal}$$

$$MCAL = 11,288 \times 0,0088 \times 0,05 \times (412,385 - 80)$$

$$MCAL = 1,651 \text{ Btu / lb of coal}$$

$$RUL = 0,03 \times Q_{inv}$$

$$RUL = 0,03 \times 11709,25 = 351,277 \text{ Btu / lb of coal}$$

Sehingga rugi-rugi kalor total adalah sebesar:

$$loses = DGL + ML + MCAL + ICL + UCL + RUL$$

$$loses = 425,080 + 733,603 + 1,651 + 0 + 0 + 351,277$$

$$loses = 1511,611 \text{ Btu / lb of coal}$$

$$\eta = \frac{Q_{HHV} - loses}{Q_{HHV}} \times 100\%$$

$$\eta = \frac{11709,25 - 1511,611}{11709,25} \times 100\%$$

$$\eta = 87,09\%$$

Berdasarkan hasil analisa secara langsung dan secara tak langsung, terdapat selisih efisiensi sebesar 2,8 %. Akan tetapi, jika  $\eta$  hasil analisa tersebut dibandingkan dengan  $\eta_{asumsi}$  pada awal perhitungan yaitu sebesar 85 % ternyata hanya terjadi selisih efisiensi kurang dari 5 %, jadi dalam hal ini desain tersebut diatas telah memenuhi syarat batas kesalahan toleransi (< 5 %) yang diberikan.

## **BAB V**

### **CEROBONG**

#### **5. 1. Cerobong**

Cerobong digunakan untuk mengalirkan gas asap yang sudah tidak dibutuhkan lagi keluar dari ketel uap dengan kecepatan tertentu dan digunakan untuk mengatasi geseran-geseran yang terjadi terhadap aliran gas asap, mulai dari rangka bakar hingga keluar dari cerobong.

Disamping itu juga digunakan untuk membuang gas asap setinggi mungkin sehingga tidak mengganggu lingkungan sekitarnya.

Timbulnya isapan cerobong disebabkan karena perbedaan berat jenis, antara berat jenis udara dengan berat jenis gas asap.

#### **5. 2. Ventilator**

Bila isapan cerobong yang digunakan hanya isapan cerobong alami saja, maka cerobong harus dibuat tinggi sekali. Dan pada saat mulai menyalakan api di dalam tungku, akan didapat kesukaran yaitu sepanjang saluran gas asap yang temperaturnya masih rendah, sehingga perbedaan antara berat jenis udara luar dengan berat jenis gas asap belum begitu besar atau bahkan belum ada perbedaan berat jenis.

Dengan demikian sukar dibangkitkan isapan cerobong yang besar pada saat generator uap mulai dinyalakan, yang menyebabkan proses penyalan menjadi sangat lambat.

Untuk memperbesar harga lapisan cerobong efektif  $H_e$  maka digunakan ventilator-ventilator atau fan yang berfungsi untuk menciptakan isapan cerobong paksa.

### 5.3. Perhitungan Cerobong

#### ➤ Isapan Cerobong Dinamis ( $H_{dinamis}$ )

Rumus:

$$H_{dis} = (v_{gas}^2 / 2 \cdot g) \times \rho_{gas}$$

Dimana:

$v_{gas}$  = kecepatan aliran gas asap rata-rata lewat cerobong (m/s)

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

$\rho_{gas}$  = berat jenis gas asap (=0,773 kg/m<sup>3</sup>)

$H_{dinamis}$  = isapan cerobong dinamis (kg/m<sup>2</sup>)

#### Perhitungan:

Untuk harga  $v_{gas}$  yang diijinkan = 4 – 5 m/s bila isapan berlangsung secara alami dan  $v_{gas}$  = 15 – 20 m/s bila isapan cerobong berlangsung secara paksa atau *Force Draught*.

(referensi: Ketel Uap, Ir.M.J.Djokosetyardjo, hal 342)

Diketahui:

$$v_{gas} = 20 \text{ m/s (asumsi)}$$

$$\rho_{gas} = 0,773 \text{ kg/m}^3$$

$$H_{dinamis} = (20^2 / 2 \times 9,81) \times 0,773$$

$$H_{dinamis} = 14,94 \approx 15 \text{ kg / m}^2$$

➤ **Isapan Cerobong Teoritis ( $H_{teori}$ )**

Rumus:

$$H_{teori} = H_e + H_{dinamis} + H_{geseran}$$

Dimana:

$H_{teori}$  = isapan cerobong teoritis ( $\text{kg/m}^2$ )

$H_e$  = isapan cerobong efektif ( $\text{kg/m}^2$ )

$H_{dinamis}$  = isapan cerobong dinamis ( $\text{kg/m}^2$ )

$H_{geseran}$  = isapan cerobong untuk mengatasi tahanan geseran terhadap aliran gas asap disepanjang cerobong ( $\text{kg/m}^2$ )

**Perhitungan:**

Diketahui:

$$H_e = 20 \text{ kg/m}^2 (\text{dijinkan})$$

$$H_{geseran} = 20 \text{ kg/m}^2 (\text{asumsi})$$

$$H_{dinamis} = 15 \text{ kg/m}^2$$

$$H_{teori} = 20 + 15 + 20$$

$$H_{teori} = 55 \text{ kg/m}^2$$

➤ **Daya Fan (kW)**

Rumus:

$$\Delta p = tx(\rho_{udara} - \rho_{gas})$$

$$\Delta p_{ventilator} = H_{teori} - \Delta p$$

$$G_{vtotal} = BB_{fired} \times G_v$$

$$\text{Daya Fan} = \frac{G_{vtotal} \times \Delta p_{ventilator}}{\eta_{Fan} \times 102}$$

Dimana:

$t$  = tinggi cerobong (m)

$\rho_{\text{gas}}$  = berat jenis gas asap (=0,733kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_{\text{udara}}$  = berat jenis udara (=1,22kg/m<sup>3</sup>)

$\Delta p$  = perbedaan tekanan di dasar kolom cerobong (kg/m<sup>2</sup>)

$\Delta p_{\text{ventilator}}$  = perbedaan tekanan fan (kg/m<sup>2</sup>)

$BB_{\text{fired}}$  = kebutuhan bahan bakar yang akan dibakar (kg/jam)

$G_v$  = volume gas asap yang terbentuk (nm<sup>3</sup>/kg bahan bakar)

$G_{v \text{ total}}$  = laju volume gas asap yang terbentuk (m<sup>3</sup>/s)

$\eta_{\text{Fan}}$  = efisiensi fan (%)

**Perhitungan:**

**a. Menghitung perbedaan tekanan di dasar kolom cerobong ( $\Delta p$ )**

Untuk tinggi cerobong ( $t$ ) = 41 hingga 82 meter.

(referensi: Ketel Uap, Ir.M.J.Djokosetyardjo, hal 340)

Diketahui:

$t = 45$  m (asumsi)

$\rho_{\text{gas}} = 0,733$  kg/m<sup>3</sup>;  $\rho_{\text{udara}} = 1,22$  kg/m<sup>3</sup>

$$\Delta p = tx(\rho_{\text{udara}} - \rho_{\text{gas}})$$

$$\Delta p = 45x(1,22 - 0,733) = 21,915 \approx 22 \text{ kg / m}^2$$

Untuk harga:

$\Delta p = 20$  mm.K.A hingga 40 mm.K.A

= 20 kg/m<sup>2</sup> hingga 40 kg/m<sup>2</sup>

(referensi: Ketel Uap, Ir.M.J.Djokosetyardjo, hal 340)



Jadi harga  $\Delta p = 22 \text{ kg/m}^2$  yang diperoleh adalah memenuhi syarat batas diatas.

**b. Menghitung perbedaan tekanan fan ( $\Delta p_{\text{ventilator}}$ )**

Diketahui:

$$H_{\text{teori}} = 55 \text{ kg/m}^2$$

$$\Delta p = 22 \text{ kg/m}^2$$

$$\Delta p_{\text{ventilator}} = H_{\text{teori}} - \Delta p$$

$$\Delta p_{\text{ventilator}} = 55 - 22$$

$$\Delta p_{\text{ventilator}} = 33 \text{ kg/m}^2$$

**c. Menghitung laju volume gas asap ( $G_v \text{ total}$ )**

Diketahui:

$$BB_{\text{fired}} = 6908,063 \text{ lb/h} = 6908,063 \times 0,4536 = 3133,497 \text{ kg/jam.}$$

<sup>29</sup>Apabila pembakaran batu bara diasumsi menghasilkan kandungan  $\text{CO}_2$  sebanyak 11 %.

$$(\text{CO}_2 + \text{SO}_2) = (1,867 \times C) + (0,7 \times S)$$

$$(\text{CO}_2 + \text{SO}_2) = (1,867 \times 0,635) + (0,7 \times 0,005) = 1,189 \text{ nm}^3 / \text{kg b.b}$$

Jika ini merupakan 11 % dari gas asap kering ( $W_r$ ), maka volume gas asap adalah

$$= \frac{1,189}{0,11} = 10,809 \text{ nm}^3 / \text{kg b.b}$$

Volume uap air yang terbentuk per kg bahan bakar:

$$= \frac{0,612 \text{ kg uap air} / \text{kg b.b}}{(18/22,4) \text{ nm}^3 / \text{kg uap air}} = 0,762 \frac{\text{nm}^3}{\text{kg b.b}}$$

<sup>29</sup> Ketel Uap, Ir.M.J.Djokosetyardjo, hal 79-80

Volume gas asap kering yang terbentuk keseluruhnya:

$$G_v = (10,809 + 0,762) \text{ nm}^3 / \text{kg b.b}$$

$$G_v = 11,571 \text{ nm}^3 / \text{kg b.b}$$

Sehingga laju volume gas asap yang terbentuk adalah:

$$G_{v \text{ total}} = BB_{\text{fred}} \times G_v$$

$$G_{v \text{ total}} = (3133,497 \times 11,571) / 3600$$

$$G_{v \text{ total}} = 10,072 \text{ m}^3 / \text{s}$$

#### d. Menghitung daya fan

Diketahui:

$$G_{v \text{ total}} = 10,072 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\Delta p_{\text{ventilator}} = 33 \text{ kg/m}^2$$

$$\eta_{\text{Fan}} = 75 \% \text{ (asumsi)}$$

$$\text{Daya Fan} = \frac{10,072 \times 33}{0,75 \times 102} \text{ kW}$$

$$\text{Daya Fan} = 4,345 \text{ kW} = 5,826 \text{ hp}$$

Dengan demikian diperlukan daya fan sebesar 4,80 kW atau 5,826 hp untuk menciptakan isapan cerobong paksa agar menghasilkan isapan cerobong efektif  $H_e = 20 \text{ mm}$  kolom air =  $20 \text{ kg/m}^2$ .

## BAB VI

### ALAT KEAMANAN GENERATOR UAP

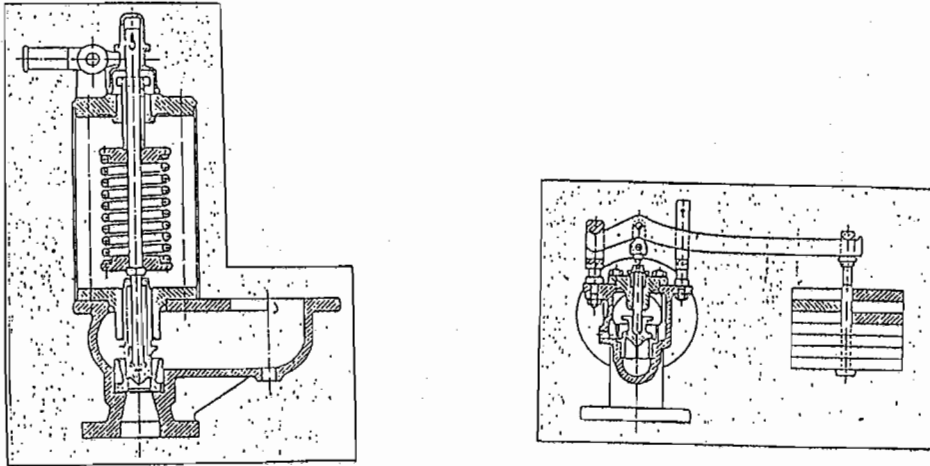
#### 6. 1. Katub Keamanan

Katub keamanan adalah merupakan alat untuk memungkinkan ketel uap untuk memungkinkan ketel uap membuang uap keluar bila tekanan uap didalam ketel melampaui tekanan maksimum.

Katub keamanan dengan pemberat dipakai untuk ketel uap dengan tekanan kerja rendah atau ketel yang tidak bergoyang. Untuk ketel tekanan tinggi, dipakai katub dengan pemberat pegas.

Pada umumnya untuk ketel uap yang besar, jumlah katub keamanan yang dipasang pada drum uap antara 4-6 buah dan pada pipa keluar superheater umumnya 2 buah. Paling sedikit 20% produksi uap harus dapat melalui katub keamanan untuk menjaga superheater agar tidak terjadi *over heating*.

Katub keamanan ini dipasang pada drum uap dan diatur pada tekanan superheater ditambah kerugian pipa sepanjang pipa dari drum uap ke-superheater.



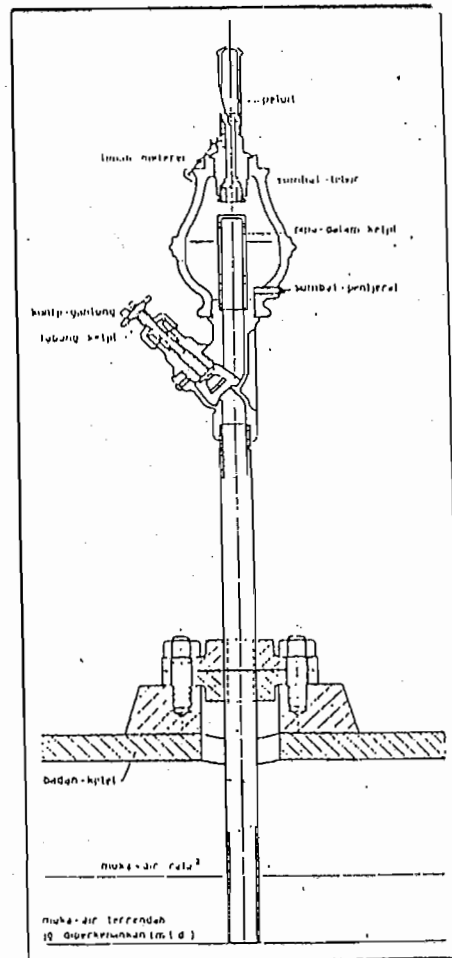
Gambar 6.1. Katub keamanan

## 6. 2. Peluit Keamanan

Peluit ini akan berbunyi bila air didalam ketel turun melampaui batas minimumnya. Bila tinggi air normal, uap didalam pipa suhunya rendah hingga tidak bisa melelehkan timah.

Bila air didalam drum uap turun melampaui batas minimumnya maka uap didalam pipa akan berhubungan dengan uap yang bersuhu tinggi dari drum uap. Sehingga timah akan mencair karena suhu uap cukup tinggi dan karenanya akan mengakibatkan uap dari drum uap keluar melalui peluit ini dan menimbulkan bunyi.

Untuk menggantikan timah maka kran ditutup agar air tidak keluar dengan melepas cincin keamanan. Cincin keamanan ini dipakai untuk mengecek kran itu tertutup atau terbuka pada waktu ketel bekerja.



Gambar 6.2. Peluit keamanan

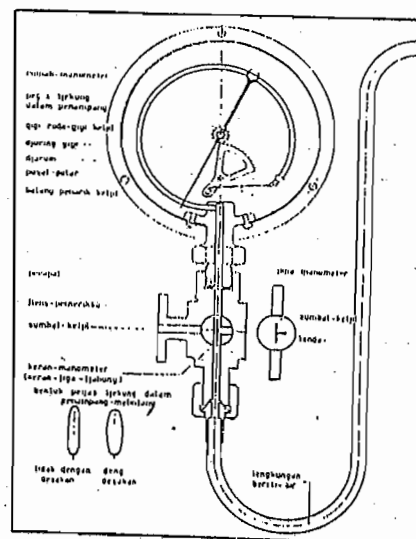
### 6.3. Garis Api

Merupakan lempeng logam bergaris yang dilekatkan pada dinding luar pada ketel uap sebagai penunjuk batas tertinggi permukaan ketel yang dipanasi oleh gas panas. Garis api ini perlu ditunjukkan untuk dapat mempertimbangkan kondisi permukaan air didalam ketel. Garis pada logam tersebut menunjukkan tepat pada batas tertinggi permukaan ketel yang dipanasi oleh gas panas.

#### 6.4. Manometer

Manometer adalah alat penunjuk tekanan yang digunakan untuk mengukur tekanan uap dalam ketel. Pemasangan manometer diletakkan pada daerah dimana uap tidak mengalir yaitu pada tangki sebelah atas. Manometer harus diletakkan dimana manometer harus mudah terbaca dan harus selalu kelihatan oleh operator.

Manometer yang umum dipakai adalah manometer logam jenis Bourdon. Manometer Bourdon ini terdiri dari pipa kecil yang berbentuk lingkaran dengan penampang bulat panjang yang pada satu ujungnya tertutup. Ujung yang terbuka dihubungkan dengan ruang uap ketel melalui saluran. Oleh karena tekanan uap yang tinggi, maka pipa yang berbentuk lingkaran akan berubah bentuk, perubahan bentuk ini akan memutar jarum manometer.



Gambar 6.3. Manometer

### 6. 5. Thermometer

Untuk mengukur suhu digunakan thermometer. Pada ketel uap dimana suhu cukup tinggi, maka banyak dipakai thermometer jenis ThermocoupeL. Prinsip dari thermocoupeL ini adalah bahwa bila 2 konduktor logam dari 2 material yang berbeda kedua ujungnya maka bila terkena panas pada satu ujungnya maka akan timbul daya *electromotor force* (emf) yang akan membangkitkan arus.

Beda arus tergantung pada beda suhu antara kedua ujung dan jenis material. Apabila salah satu ujungnya dapat dijaga konstan maka temperatur ujung yang lain dapat dideteksi dari arus yang mengalir.

Keuntungan penggunaan thermocoupeL antara lain:

- ketepatan pengukuran tinggi.
- Tanggapan tepat, cepat untuk daerah temperatur yang lebar.
- Dapat dipakai untuk berbagai keperluan.
- Tak mudah rusak dan harganya murah.
- Membutuhkan peralatan yang sederhana untuk kontrol dan pengaturan otomatis temperatur.
- Dapat dihubungkan ke panel sentral untuk pembacaan dan signal dapat dicatat untuk berbagai alat pencatat.

Umumnya thermocoupeL yang digunakan mempunyai tipe sebagai berikut ini:

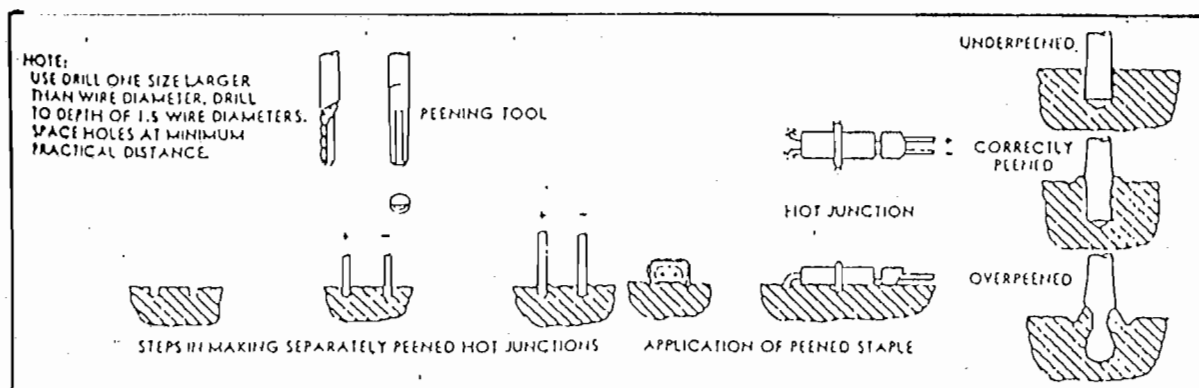
Types of Thermocouples in General Use

Type of Thermocouple*	Useful Temp Range, F	Maximum Temp, F	Millivolts at 500 F†
(+) Copper to Constantan (-)	— 300 to 650	1100	13.21
(+) Iron to Constantan (-)	0 to 1400	1800	15.01
(+) Chromel to Alumel (-)	0 to 2300	2500	11.24
(+) 90% Pt - 10% Rh to Platinum (-)	900 to 2600	3190‡	2.018

\* Nominal composition: constantan, 55% Cu, 45% Ni; chromel, 90% Ni, 10% Cr; alumel, 95% Ni, 5% Al, Si, & Mn. † Reference junction, zero F. ‡ Melting point.

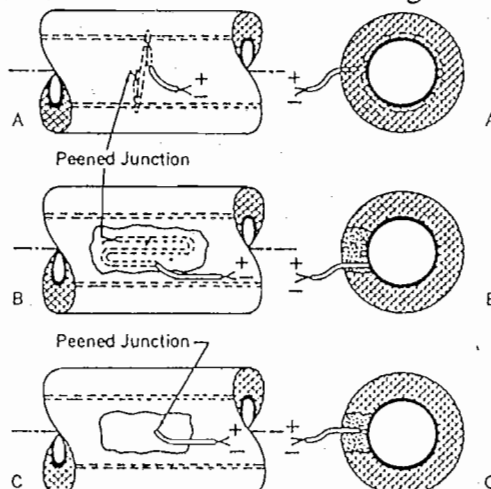
Tabel 6.4. Tipe thermocouples

Sebagai contoh untuk pengukuran permukaan metal maka prosedur untuk instalasi *peened junction* dari thermocoupeel adalah seperti dibawah ini:



Gambar 6.5. Instalasi peened junction

Untuk hubungan ketel dari thermocoupeel yang digunakan dari *hot-junction* pada permukaan pipa sebelum diisolasi adalah sebagai berikut:



Gambar 6.6. Hot-junction pada permukaan pipa tanpa isolasi

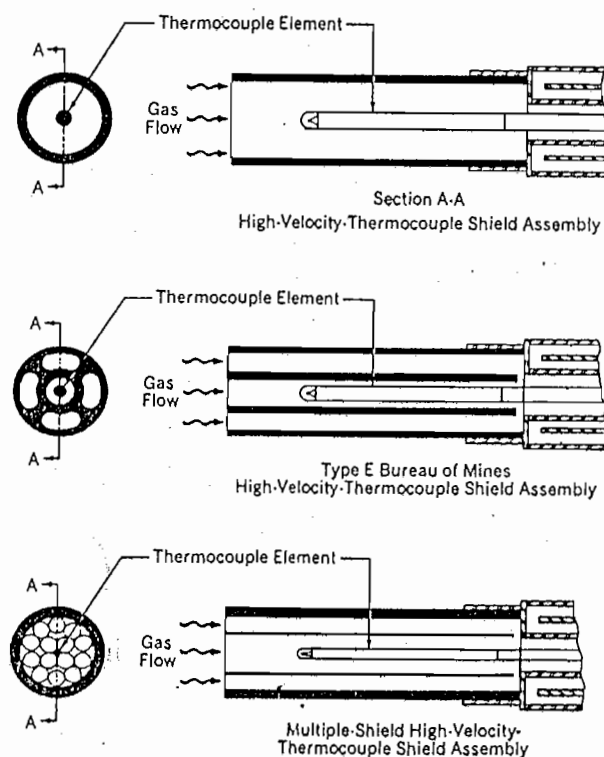


Pada ketel uap jenis thermocoupeul yang dipakai adalah *peened type of hot-junction*.

Untuk mengurangi konduksi panas dari pipa pada kabel dari *junction* maka biasanya kabel dan *junction* biasanya diselubungi dan diisolasi.

Pada dapur thermocoupeul harus diproteksi terhadap perbedaan temperatur yang tinggi antara dinding pipa dan ruang pembakaran, kotoran, jelaga dari akibat gas hasil pembakaran.

Pengukuran suhu gas dilakukan dengan *High Velocity Thermocoupeul* atau *Multipple Shield High Velocity Thermocoupeul*.



Gambar 6.7. Thermocoupeul

## 6. 6. Flow Meter

Prinsip dari pengukuran aliran pada air, uap dan gas dilakukan dengan mengukur beda tekanan pada sebagian daerah yang kecil didalam pipa. Untuk uap, gas dan minyak biasanya dipakai *oriface-plate* sedang untuk air dipakai *venturi-throat*.

Pengukuran aliran ini sangat penting untuk mengatur besarnya pembakaran.

Alat ini ada dua macam:

- Tipe belt (*Bell type*)
- Tipe diafragma (*Diaphragm type*)

Untuk mengukur aliran gas asap dan uap biasanya flow meter dilengkapi dengan pencatat (recorder). Pencatat ini juga akan mengukur temperatur gas asap selain uap dan gas asap.

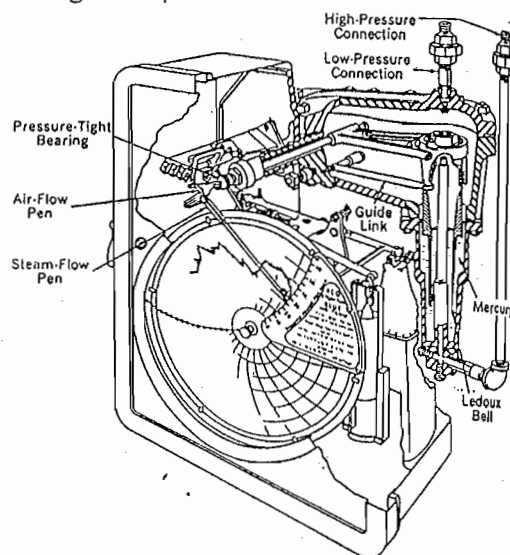


Fig. 20 A steam-flow air-flow combustion guide for maintaining desired excess air. Fuel-flow air-flow device is similar but may have different flow-measuring mechanism.

Gambar 6.8. Flow meter

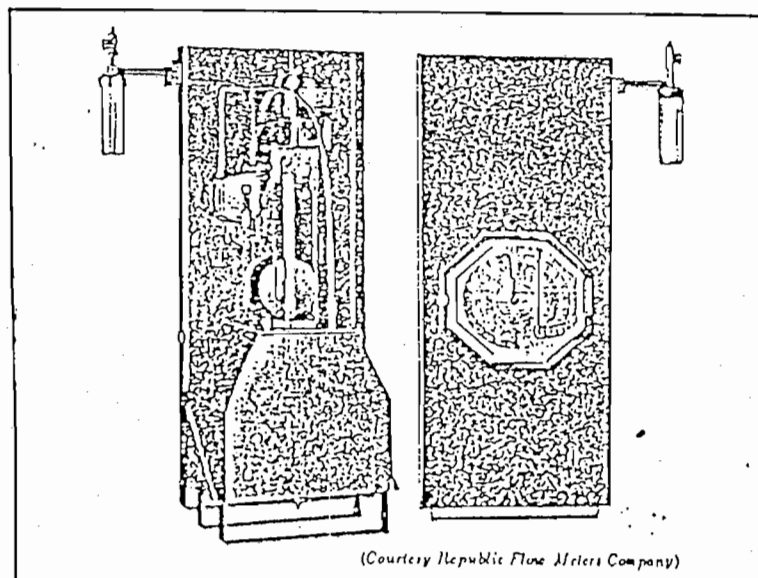
### 6.7. CO<sub>2</sub> Recorder

Untuk mengetahui apakah pembakaran dalam dapur sempurna dilakukan pengukuran kadar CO<sub>2</sub> dalam gas asap. Sekalipun peralatan ini cukup mahal tetapi dengan makin mahal dan langkanya bahan bakar, penggunaan CO<sub>2</sub> recorder makin banyak.

Perubahan persen CO<sub>2</sub> akan menimbulkan perubahan fisik pada reaksi kimia. Salah satu cara adalah dengan menggunakan analisa reaksi kimia dengan peralatan Orstat, dimana CO<sub>2</sub> diserap dalam caustic potash. Gas sisanya akan masuk pada bejana untuk diukur temperatur dan tekanannya.

CO<sub>2</sub> meter yang banyak adalah berdasar pada perubahan konduktivitas panas dari gas asap akibat perubahan kadar CO<sub>2</sub>.

Dengan deteksi dan signal listrik perubahan konduktivitas panas ini akan diolah dan disimulasi oleh peralatan elektronis untuk bisa dibaca/diukur/dikalibrasi dengan alat ukur listrik.



Gambar 6.9. CO<sub>2</sub> Recorder

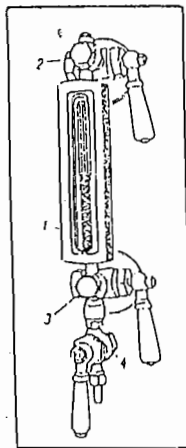
### 6. 8. Gelas Penduga

Gelas penduga adalah alat untuk menunjukkan tinggi permukaan air didalam ketel. Kerja alat ini berdasarkan hukum bejana berhubungan.

Gelas penduga ini terbuat dari tabung gelas yang transparan yang dipasang tegak pada drum setinggi permukaan air pada drum.

Disebelah atas tabung gelas terdapat katup uap dan dibawahnya terdapat katup air. Bila katup ditutup maka akan menutup hubungan antara lubang gelas dan uap/air didalam ketel. Katup buang berfungsi sebagai pembuang air/uap dari dalam gelas.

Secara periodik alat ini harus diperiksa untuk menyakinkan bahwa hubungan antara gelas dan ruang uap/air tidak tersumbat. Dengan gelas penduga ini permukaan air dapat diawasi dan diatur agar tetap dalam batas yang telah ditentukan.



Gambar 6.10. Gelas Penduga

### 6. 9. Sumbat Penduga

Jika gelas penduga pecah, maka sumbat penduga berfungsi sebagai alat pengganti pemeriksa permukaan air didalam drum. Sedikitnya harus ada

dua sumbat penduga di dalam drum, satu pada batas tertinggi dan satu pada batas terendah dari permukaan air didalam drum.

Jika tinggi permukaan air ada pada batas yang telah ditentukan, maka bila kran sebelah bawah dibuka akan keluar air dan bila kran sebelah atas dibuka maka akan keluar uap.

#### **6. 10. Sumbat Leleh (Prop Timah)**

Sumbat leleh biasanya dipasang pada ketel uap pipa api, hal ini untuk melindungi pemanasan yang berlebihan. Misal terjadi bila permukaan air sangat rendah. Sumbat ini biasanya terbuat dari bronze yang didalamnya (ditengahnya) berisi timah putih. Untuk ketel perencanaan ini tidak diperlukan.

Pemasangan sumbat leleh diletakkan pada batas minimum permukaan air didalam drum, pada dinding ketel yang membatasi air dengan gas panas.

Bila permukaan air turun melewati batas minimum dalam waktu yang agak lama, maka sumbat leleh ini hanya dipanasi oleh gas panas yang tidak lagi didinginkan oleh air dalam ketel uap, maka mencair dan akibatnya uap air dalam ketel uap akan menyembur keluar kedaerah gas panas. Menyemburnya uap ini akan mengurangi suhu gas panas, disamping itu akan menurunkan tekanan uap didalam ketel. Sehingga kemungkinan meledaknya ketel berkurang atau dapat dihindari.

### 6. 11. Aparat Pengisi (*Feed Connection*)

Aparat pengisian ketel ini terdiri dari kran penutup, katup anti balik, pipa-pipa yang diperlukan untuk mengalirkan air dan pompa pengisi ketel.

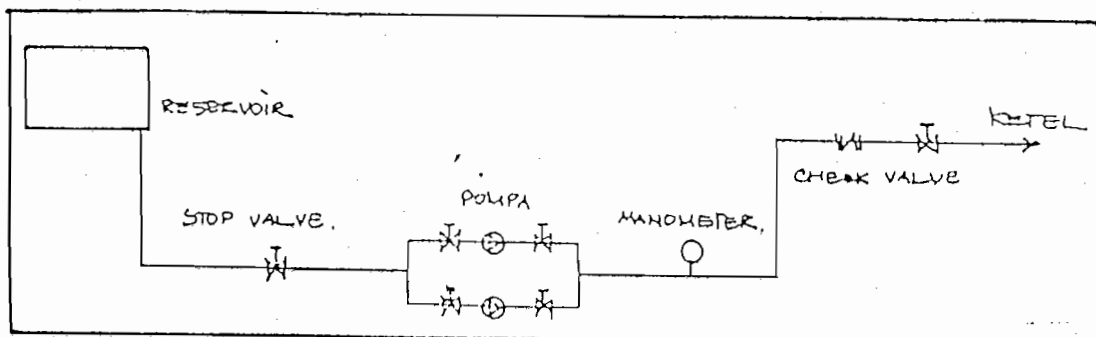
Untuk pompa air pengisi ketel disyaratkan, minimum dipasang dua buah yang paralel bekerja bergantian.

Kran air pengisian ketel ini dipasang diantara pompa pengisi dan ketel dimana sebuah kran pengisi terdiri dari:

1. Kran penutup yang dipasang sedekat mungkin dengan dinding drum untuk menutup/membuka Sistem pengisi berfungsi untuk mengatur air masuk ketel.
2. Ketel anti balik yang dapat menutup sendiri yang fungsinya untuk mencegah air jangan sampai mengalir balik pada waktu tekanan turun menjadi lebih rendah dari tekanan kerja ketel.

Hal ini dapat pula dilengkapi dengan kran otomatis (*modulating valve*).

Bila air dalam drum naik lebih tinggi dari batas yang diijinkan, akan menutup. Juga dapat mengatur diri terhadap perubahan beban sehingga kapasitas air isian serasi.



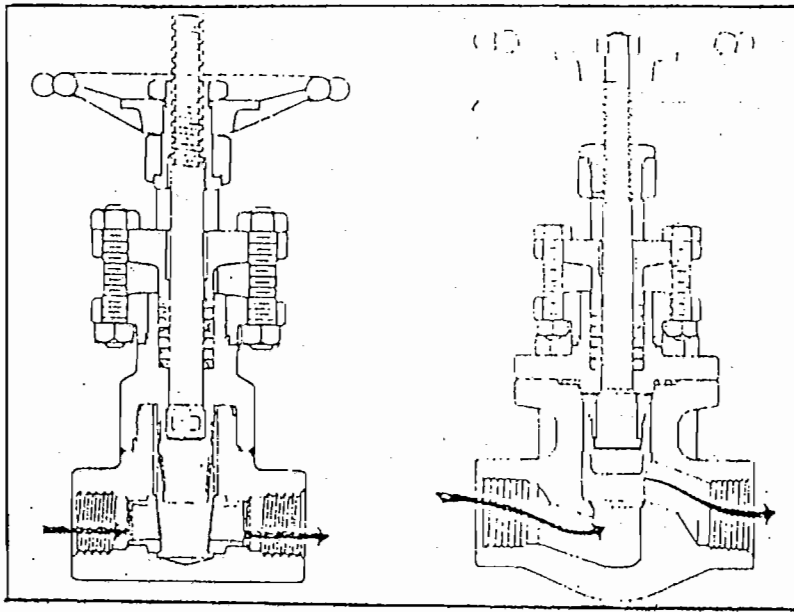
Gambar 6.11. Kran otomatis

Kran penutup ini ada dua macam yaitu kran putar dan kran tutup.

Penutupan dari kran putar lebih baik tetapi pemutaran lebih cepat aus karena itu tipe kran tutup lebih banyak dipakai disebabkan proses membuka menutupnya kran lebih ringan dilakukan. Pada kran tipe kran tutup ini proses keausan lebih kecil dan perbaikan lebih mudah dilakukan. Tetapi pada kran tutup penutupan lebih mudah terganggu bila ada sedikit kebocoran disekitar kran, sehingga penutupan kurang rapat. Oleh karena itu pada tipe kran tutup untuk kran pengisi air harus dilengkapi dengan kran coba. Untuk mengetahui apakah penutupan telah sempurna. Bila kran coba dibuka air terus-menerus keluar, menunjukkan penutupan kurang rapat.

#### **6. 12. Kran Uap (*Stop Valve*)**

Kran ini bertugas untuk mengatur aliran uap dari ketel dan kran ini dipasang diantara ketel dan pesawat-pesawat pemakai uap yang sedekat mungkin dengan ketel uap. Kran ini berbentuk kran pintu (*gate valve*). Bentuk kran yang besar sukar digerakkan dengan tangan, dapat digerakkan dengan motor listrik.



Gambar 6.12. Kran uap

### 6. 13. Aparat Pembuang (*Blow Off Connection*)

Kran untuk aparat pembuang ini berfungsi untuk mengeluarkan air dari dalam ketel sebagian atau seluruhnya. Kran ini dipasang pada bagian yang terkumpulnya lumpur supaya pada waktu air dikeluarkan lumpur juga ikut keluar.

Untuk ketel tipe pipa-pipa air ini biasanya mempunyai beberapa kran buang. Bila saluran pembuangan dari beberapa ketel uap berhubungan satu dengan yang lainnya maka tiap-tiap kran buang harus dilengkapi dengan pemasangan katup yang dapat menutup sendiri bila ada aliran air yang menuju ke arah ketel. Katub ini untuk menjaga jangan sampai ada kemungkinan air ketel yang panas dari pembuangan ketel yang lain secara tiba-tiba masuk kedalam ketel yang kosong melalui saluran pembuangan. Hal tersebut dapat membahayakan terhadap petugas-petugas yang sedang





bekerja mengadakan perbaikan-perbaikan atau pembersihan-pembersihan di dalam ketel yang kosong.

Untuk *blow off* dari ketel biasanya dipakai kran sumbat atau kran buka cepat, karena kran-kran ini tidak mudah tersumbat lumpur seperti kran bola.

Air dan kotoran yang dikeluarkan ditampung lebih dulu pada drum penampung *blow off*.

Drum ini biasanya selalu terisi dengan air hampir penuh sehingga pada waktu *blow off* air yang keluar keselokan pembuang dari drum *blow off* berupa air yang tidak terlalu panas.

## BAB VII

### ALAT KONTROL DAN PENGATURAN OTOMATIS

Prinsip pengaturan otomatis adalah bahwa perubahan dalam ketel akan diteruskan oleh instrumen menjadi signal ke elemen pengatur. Elemen ini akan mengatur dan melawan perubahan, dan mengirim signal pengaturan ke instrumen operasi. Signal itu berupa tekanan uap, suhu uap, dan lain-lain, sedang signal pengaturan menyebabkan perubahan aliran dan sistim keamanan otomatis akan menyebabkan boiler berhenti beroperasi bila kondisi ketel atau prosedur-prosedur operasi tidak memenuhi persyaratan keamanan.

Keuntungan-keuntungan pengaturan otomatis:

1. Kālōri yang dibutuhkan dari hasil pembakaran sesuai dengan kapasitas uap.
2. Pengaturan perbandingan udara dan bahan bakar menghasilkan pembakarah yang optimum.
3. *Supply* air ketel dapat ditentukan dari tinggi permukaan air, untuk ketel yang mempunyai drum uap.
4. Tekanan pembakaran dalam dapur dapat dijaga stabil.
5. Dapat dihindari kerusakan dari bagian-bagian ketel dengan memakai sistim *interlock*.

### **7. 1. Tipe Sistim dan Komponen Kontrol**

Beberapa tipe sistim kontrol yang digunakan selama ketel beroperasi:

Sistim pneumatik

Banyak dipakai karena fleksibel, mudah pemeliharaan dan operasinya. Harga ekonomis: Fluida yang digunakan adalah gas udara dengan suatu *surve* pneumatis dapat dihasilkan gaya yang cukup untuk menyetel katup pengatur. Udara harus bebas dari kotoran jarak transmisi maksimum 1000 ft.

#### 1. Sistim hidrolis

Menggunakan fluida minyak atau air sebagai media transmisinya. Jarang dipakai karena memerlukan saluran balik untuk menyalurkan minyak kembali.

#### 2. Sistim elektrik

Semua signal diubah menjadi signal listrik. Jarak transmisi tidak dibatasi dan tidak memerlukan kompresor udara atau pompa minyak. Sekalipun bentuknya kompak tetapi peralatan jauh lebih kompleks, sehingga memerlukan pemeliharaan yang lebih baik.

Sedangkan fungsi peralatan kontrol dapat dibagi dalam komponen-komponen yaitu:

#### 1. Pengukuran dan transmisi

Merupakan tingkat pengukuran pertama, yang mengkonversikan harga tersebut kedalam signal yang dimengerti oleh komponen lainnya dalam sistim.

2. Pelaksanaan tindakan kontrol

Merupakan unit yang menghitung dan melaksanakan tindakan kontrol. Tindakan kontrol dapat berupa penambahan, pengurangan, membuat rata-rata dari signal kontrol.

3. *Sentral kontrol*

Merupakan panel dari komponen-komponen, dimana operator dapat menyesuaikan terhadap kondisi baru dari variabel operasi ketel atau merubah dari pengaturan otomatis ke manual atau sebaliknya.

4. Operasi damper dan katup

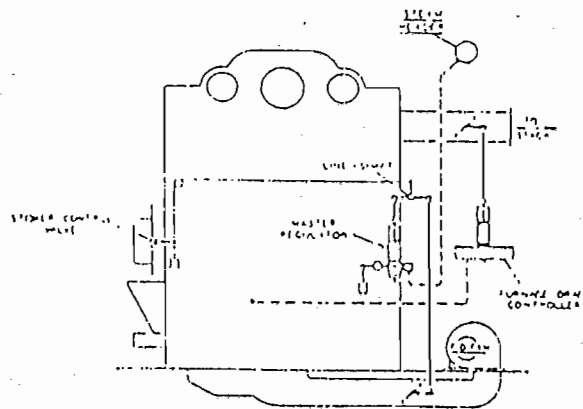
Berdasarkan signal pengaturan maka elemen ini mengadakan penyesuaian terhadap aliran air, uap, bahan bakar dan udara.

**7. 2. Sistim Kontrol Pembakaran**

Terdapat beberapa cara untuk menyusun elemen kontrol pembakaran dalam bentuk sistim kontrol. Secara garis besar susunan sistim kontrol pembakaran dapat dibagi menjadi:

- a. *Position control*
- b. *Positioning system*
- c. *Flow type control system*
- d. *Matering type system*
- e. *Combination of control element*

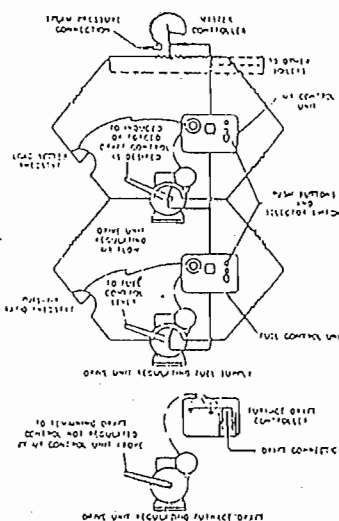
7.2. a. Position control



Gambar 7.1. Diagram sistim kontrol sederhana

*Position control* terdiri dari regulator tekanan uap yang akan mengontrol valve aliran bahan bakar dan inlet damper turbo blower, yang beroperasi secara paralel. Bila aliran tahanan bakar naik maka aliran udara juga akan naik dalam perbandingan yang sama. Oleh karenanya kontrol ini tidak bisa beroperasi pada daerah beban yang luas. Kalau ada perubahan perbandingan udara dan bahan bakar harus diadjust secara manual.

7.2. b. Positioning system



Gambar 7.2. Diagram positioning type

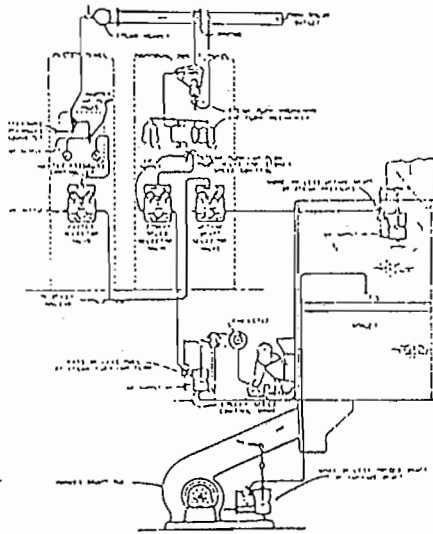
Pengaturan kapasitas bahan bakar dan *inlet* damper turbo blower secara otomatis

dengan rangkaian *Wheatstone Bridge*. *Master steam pressure controler* akan menggerakkan *pointer* sepanjang *slide wire*. *Master slide wire* ini dihubungkan dengan rangkaian unit penggerak pengatur *inlet* damper. Perubahan tekanan uap ditunjukkan dengan perubahan posisi *pointer* pada *slide wire*. Unit kontrol membuka atau menutup damper untuk *balance Wheatstone Bridge*. Jadi terdapat hubungan antara kapasitas uap dan *supply* udara. *Fuel supply* juga diatur dengan *Wheatstone Bridge* yang sejenis yaitu dengan adanya perubahan posisi dari *fuel supply* akan menggerakkan unit pengatur *supply* udara.

### 7.2. c. *Flow type control system*

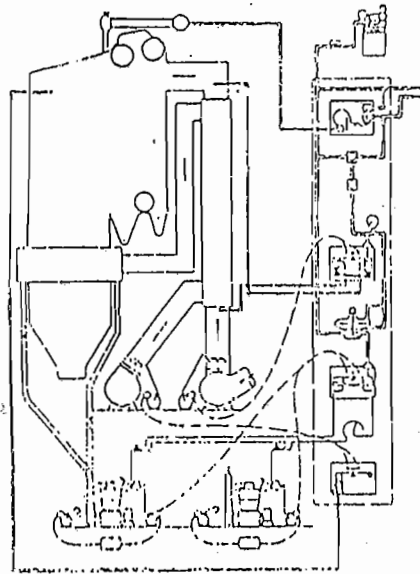
Sistim ini memakai mekanisme hubungan antara aliran uap dengan aliran udara. Jika ada perubahan kapasitas uap akan mengubah *defferensial pressure* pada *orifice* aliran uap. Perubahan tekanan ini akan diimbangi dengan perubahan aliran udara, kemudian katup pitot akan mengubah aliran bahan bakar.

Kapasitas aliran bahan bakar tidak dikontrol dari perubahan tekanan uap. Kontrol dilakukan dari jumlah aliran uap dan hubungan antara aliran uap dan udara. Aliran udara diukur dengan *orifice* meter kemudian ditentukan hubungannya antara aliran udara dan aliran uap.



Gambar 7.3. Diagram sistim kontrol *flow type*

#### 7.2. d. *Metering type control system*

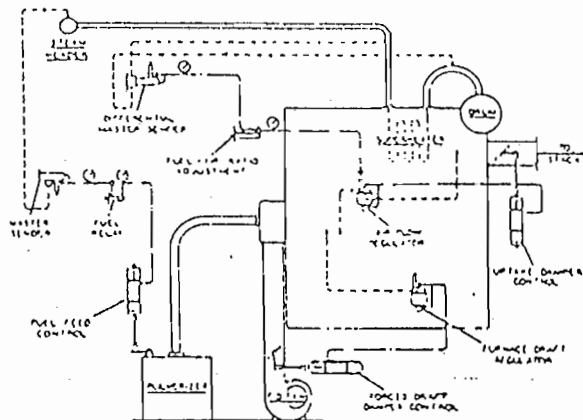


Gambar 7.4. Diagram sistim kontrol *metering type*

*Metering type control system* terdiri dari sebuah *master air loading pressure* yang mewakili besarnya kapasitas uap sedangkan jumlah aliran bahan bakar dan aliran udara tetap seimbang mengikuti perubahan tekanan udara. *Master air loading pressure* terdiri dari pipa Bourdon untuk mengukur tekanan uap dan dihubungkan secara mekanis dengan *thottle*

*valve* aliran udara. Kontrol aliran udara selalu menyeimbangkan tekanan udara dan jumlah aliran udara. Kalau terjadi ketidak seimbangan antara aliran udara dan kapasitas uap maka *controller* akan meng-*adjust inlet* damper turbo blower.

### 7.2. e. Combination of control element



Gambar 7.5. Diagram sistim kontrol kombinasi

Biasanya sebuah sistim kontrol merupakan kombinasi dari beberapa elemen kontrol, misalnya *metering control* dilengkapi dengan *positioning type*. Pada sistim seperti gambar 11, signal dari *steam header* ditransmisikan oleh *master sender* ke *fuel relay* dan *fuel feed controller*. Uap keluaran diperbandingkan dengan panas yang masuk. *Differential master sender* akan mentransmisikan signal dari header uap ke regulator aliran udara. Regulator aliran udara akan menggerakkan *inlet* damper turboblower untuk mengatur keseimbangan uap dan udara. Sedang perbandingan udara dan bahan bakar bisa di-*adjust* secara manual.

*Furnace draft* regulator mempertahankan konstruksi didalam dapur sesuai dengan harga yang telah ditentukan, dengan cara mengatur kapasitas udara



masuk ke dapur. Pada pengaturan ini mengatur aliran minyak dan mengatur aliran udara merupakan *independent variabel*, karena itu secara otomatis dapat mengoreksi adanya perubahan nilai panas value dari bahan bakar atau adanya ketidak tepatan *fuel feeder*. Sistim ini baik dipakai untuk ketel dengan bahan bakar tepung batu bara, minyak residu maupun gas.

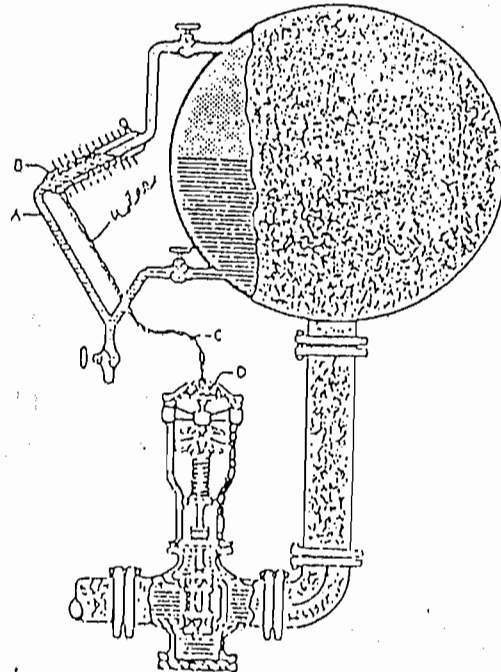
### **7.3. Sistim Kontrol Tinggi Permukaan Air Ketel**

Tinggi permukaan air ketel tidak hanya tergantung variasi beban ketel, tetapi juga tergantung pada volume spesifik campuran uap dan air, peningkatan beban, yang juga berarti peningkatan pembentukan uap, menyebabkan volume air yang berada didalam ketel turun. Karena tinggi permukaan air tidak boleh melampaui batas tertentu, maka harus di isi kembali.

Sistim kontrol tinggi permukaan air ketel dibagi 4 kelas yaitu:

- a. Kontrol signal tunggal operasi sendiri
- b. Kontrol signal tunggal beroperasi dengan udara atau listrik
- c. Kontrol signal ganda
- d. Kontrol signal 3 elemen

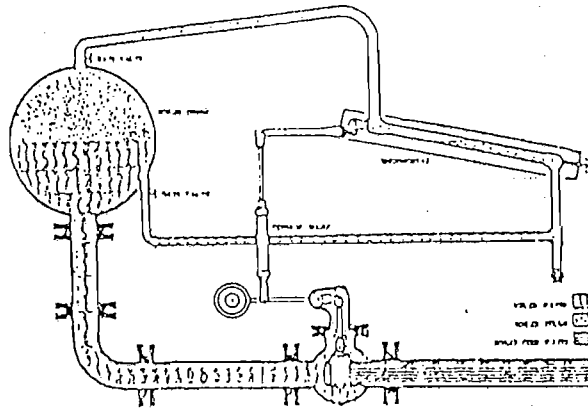
## 7.3. a. Kontrol signal tunggal operasi sendiri



Gambar 7.6. Kontrol signal tunggal operasi sendiri

Generator dihubungkan dengan drum pada bagian uap dan air, sehingga pipa didalamnya terisi uap dan air. Sirip pada tabung berfungsi untuk membuang panas dan tabung tersebut berisi air yang dibawahnya dihubungkan "below" dari kran pengatur "feed water". Jika permukaan turun, ruang uap pada tabung membesar, sehingga perpindahan panas ke tabung naik, akibatnya tekanan "below" naik, akhirnya katup membuka. Jika permukaan naik, terjadi keadaan yang sebaliknya. Sistem ini sering disebut "thermohidrolis feed water regulator". Tak mampu untuk kapasitas besar dan perubahan beban yang sering.

7.3. b. Kontrol signal tunggal operasi dengan udara atau listrik

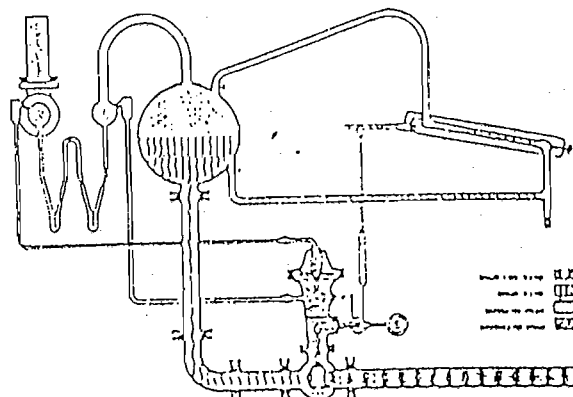


Gambar 7.7. Diagram sistim kontrol signal tunggal dengan listrik

Disini digunakan udara tekan atau kontrol elektronik dan sering dilengkapi dengan perekam tinggi permukaan pada komponen kontrolnya. Aliran air masuk ke ketel uap diatur hanya oleh tinggi permukaan air saja.

Keuntungannya dibanding dengan operasi sendiri adalah dapat menjaga permukaan yang konstan pada semua beban. Bisa dilengkapi dengan pengontrolan manual atau dikonversikan ke signal ganda atau signal tiga.

7.3. c. Kontrol signal ganda

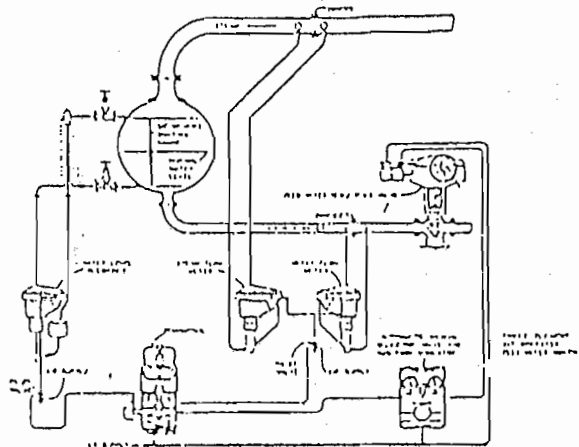


Gambar 7.8. Diagram sistim kontrol signal ganda

Fungsi dan kerja sistim ini terutama tergantung dari pengukuran aliran uap. Pengukuran aliran uap ini masih dikoreksi dari pengukuran tinggi permukaan. Aliran uap akan mendahului perubahan permukaan dan akan membuka kran “*feed water*” secara sebanding.

Sistim ini mempunyai keuntungan karena mengurangi *effect* pemuaian dan penyusutan drum dan mempunyai respon yang cepat, karena tidak perlu menunggu tinggi permukaan air ketel.

#### 7.3. d. Kontrol signal 3 elemen



Gambar 7.9. Diagram sistim kontrol signal 3 elemen

Fungsi dan kerja sistim, terutama tergantung pada pengukuran aliran uap dan air, tetapi disesuaikan dan dikoreksi kembali oleh tinggi permukaannya. Disini perbandingan aliran uap dan aliran air akan mengembalikan kontrol valve dari “*feed water*” dapat dijaga aliran yang tepat, sebelum ada efeknya terhadap tinggi permukaan.

Prinsip kerjanya, sama dengan prinsip kerja signal ganda.

Pompa pengisi ketel akan diberi pengaturan, sehingga bila tekanan pompa tinggi, motor akan mati yaitu pada waktu katub kontrol "*feed water*" menutup, dan motor akan hidup kembali bila katub kontrol membuka.

#### **7. 4. Sistim Kontrol Suhu Uap**

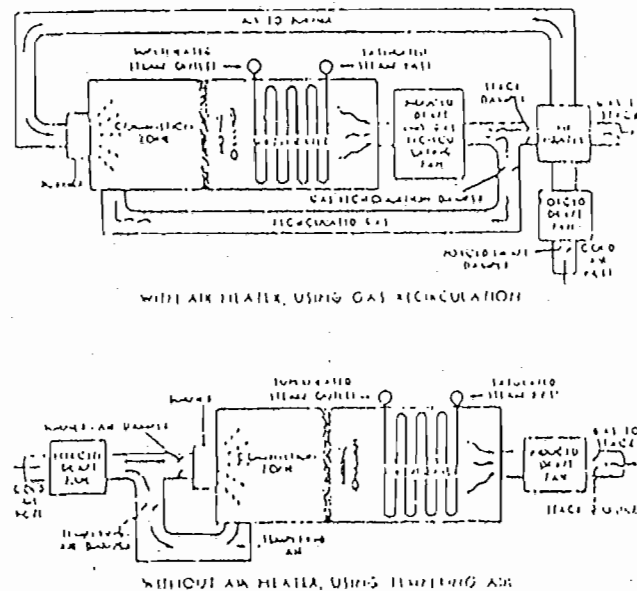
Suhu gas hasil pembakaran tergantung dari perbandingan jumlah bahan bakar dan udara, dan tidak tergantung dari jumlah bahan bakarnya. Dimana superheater konveksi mempunyai karakteristik naik, sedang superheater radiasi mempunyai karakteristik turun. Karakteristik naik berarti bila beban naik, suhu keluar uap superheater juga naik. Padahal suhu uap keluar dari superheater harus dijaga supaya tetap konstan, untuk itu suhu uap harus diatur.

Cara-cara yang dipakai untuk mengatur suhu uap keluar dari superheater adalah:

- a. Pembakaran terpisah *burner* dari superheater.
- b. Kelebihan udara
- c. Sirkulasi kembali gas
- d. Penggunaan 2 dapur secara terpisah
- e. Menggerakkan dan menyeleksi burner
- f. *Bypass gas*
- g. *Attemperation*

#### 7.4. a. Pembakaran terpisah *burner* dari superheater.

Disini superheater mempunyai sistim pembakaran sendiri, terpisah dari pembakaran dapur. Biasanya digunakan khusus, dimana diperlukan daerah suhu uap yang luas dari kebutuhan yang dapat beroperasi secara fleksibel. Penggunaan bahan bakarnya tidak ekonomis, tetapi dapat mengurangi suhu tinggi yang masuk dalam "tube bank", sehingga hanya diperlukan pipa dengan kualitas biasa terhadap pengaruh panas.

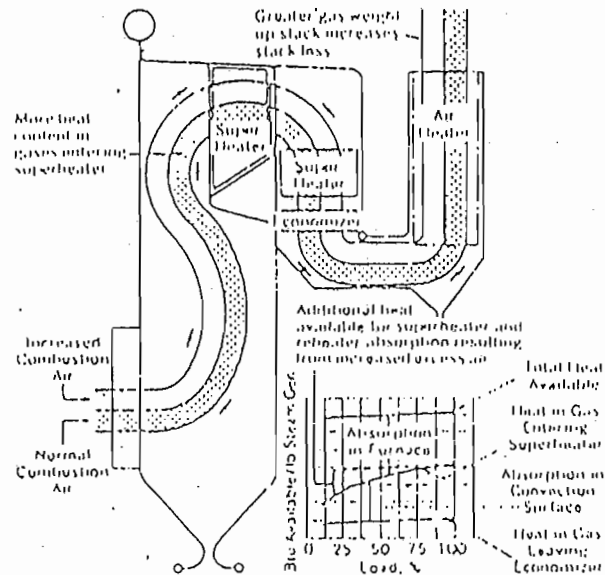


Gambar 7.10. Pembakaran terpisah burner dari superheater

#### 7.4. b. Kelebihan udara

Kelebihan udara akan menentukan besar suhu pembakaran. Jadi beban ketel turun, maka pada superheater konveksi suhu uap akan turun. Untuk itu kelebihan udara ditambah, sehingga suhu pembakaran turun, maka penyerapan panas radiasi turun, tetapi penyerapan panas konveksi dari superheater naik, sehingga suhu uap naik.

Pengaturan kelebihan udara dilakukan dengan mengatur kapasitas blower dan pembukaan inlet damper. Sistem ini berakibat memperbesar “*draft loss*” pada pipa-pipa.



Gambar 7.11. pengaturan suhu sistim kelebihan udara

#### 7.4. c. Sirkulasi kembali gas

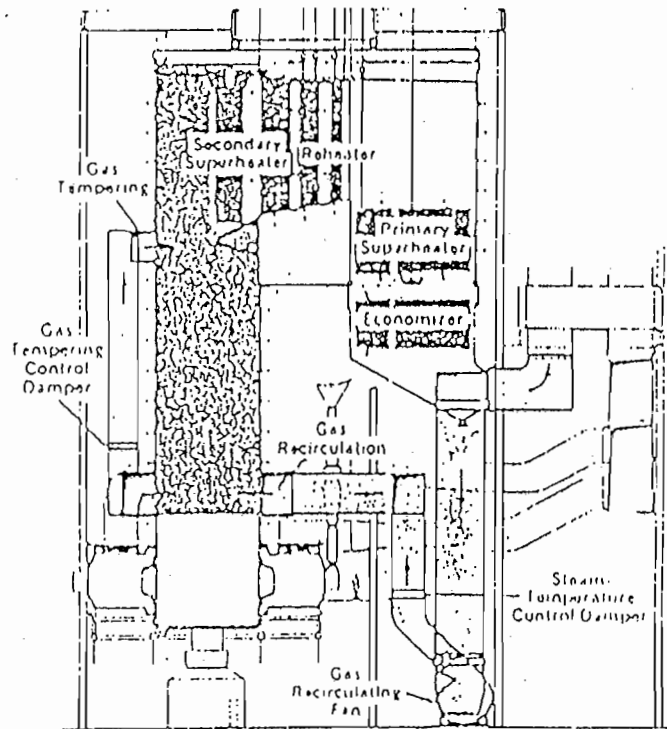
Disini gas bekas dari ekonomiser sebagian dimasukkan kembali ke ruang bakar.

Ada 2 cara yaitu:

gas bekas dimasukkan lewat “*hopper*” bawah, sehingga kemampuan penyerapan panas berkurang, sedang pada bagian konveksi bertambah, tetapi jumlah total penyerapan tidak mengalami perubahan.

Gas bekas dimasukkan dekat “*outlet furnace*” dan disebut gas *tempering*.

Disini pengaruh pengurangan kapasitas serap ruang bakar kecil, tetapi suhu gas keluar dapur akan banyak turun, sehingga kemampuan serap superheater radiasi/*secondary superheater* akan berkurang.



Gambar 7.12. Pengaturan suhu sistim sirkulasi kembali gas

#### 7.4. d. Penggunaan 2 dapur secara terpisah

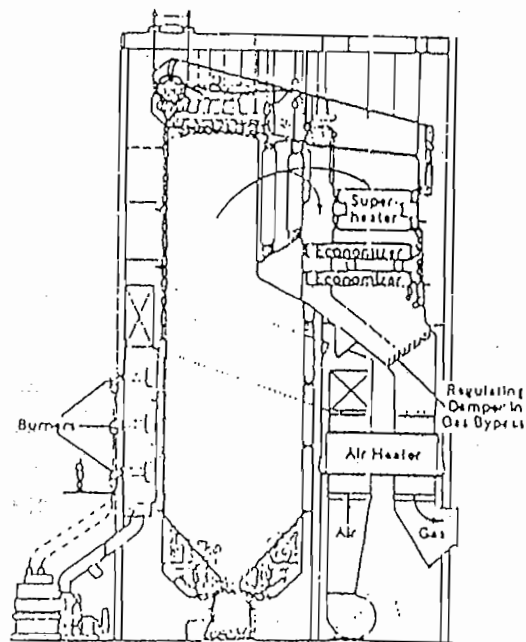
Salah satu dapur hanya memanaskan pipa penguap, sedangkan dapur yang lain memanaskan pipa penguap dan superheater. Pengaturan dilakukan dengan mengatur jalan bahan bakar masuk pada masing-masing burner tersebut.

#### 7.4. e. Menggerakkan dan menyeleksi burner

Dengan mengubah posisi burner, maka kemampuan serap dapur berubah, sering sebuah dapur mempunyai beberapa tipe *burner* yang akan memberikan temperatur keluar dapur berbeda-beda. Sedang penggunaan masing-masing tipe sesuai dengan kebutuhannya.



#### 7.4. f. Bypass gas



Gambar 7.13. Pengaturan suhu sistim gas *bypass*

Disini sebagian gas yang keluar di-*bypass*, sehingga gas tersebut tidak memasuki pipa superheater. Pengaturan *bypass* tersebut dilakukan oleh “damper”.

#### 7.4. g. *Attemperation*

Penurunan suhu uap dilakukan dengan mencampur uap dengan air, sehingga diperoleh suhu yang diinginkan.

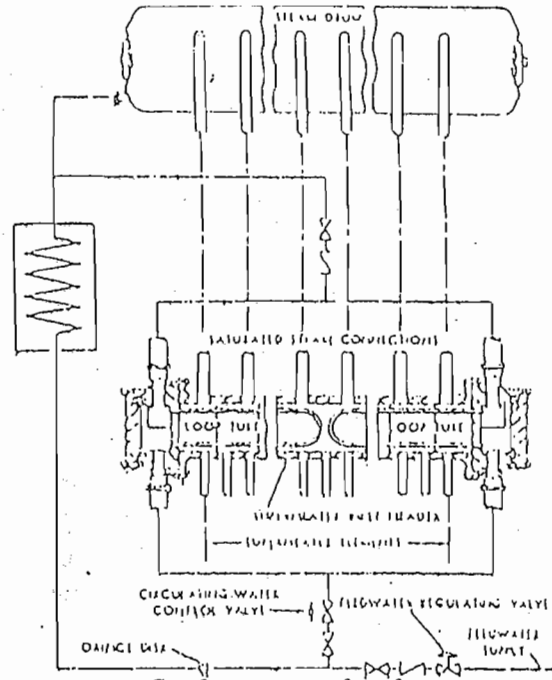
Untuk itu, pada perencanaan harus memberikan uap yang lebih tinggi.

*Attemperation* dapat ditempatkan sebelum superheater, diantara 2 bagian superheater, atau pada “*oulet*” superheater.

Terdapat 2 *type attemperation* yaitu:

1. *Surface attemperation*

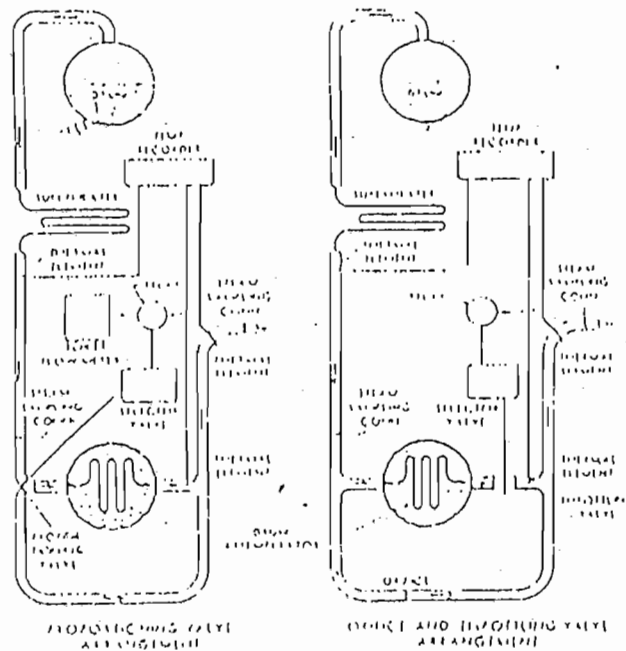
Dimana uap didinginkan dan terisolasi dari media pendinginan.



Gambar 7.14. Condenser type of surface attemperator

2. Direct contact

Dimana uap dan pendingin (air) tercampu secara langsung.

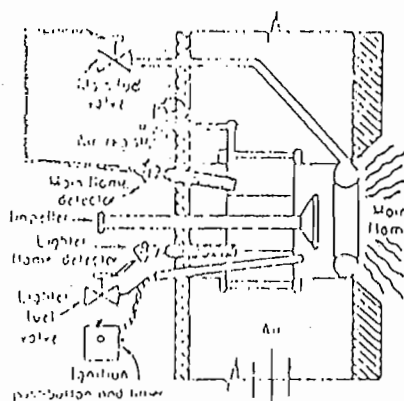


Gambar 7.15. Kontrol otomatis untuk attemperator type drum

### 7.5. Kontrol Pengawalan Burner

Pada waktu tombol start ditekan, motor timer akan berputar. Pertama-tama yang akan menyala adalah *Force Draft Fan*, dimana pengaturannya dilakukan dengan menggunakan damper yang terdiri dari sudu-sudu. Damper ini dipasang pada saluran tekan dari *Force Draft Fan*. Pengaturannya disesuaikan dengan besarnya aliran minyak yang masuk kedalam burner oleh *modulative motor*.

Kemudian timer berjalan terus, pompa minyak bahan bakar hidup. Berhubung bahan bakar yang dipakai adalah residu, maka proses penyalaan pertama perlu burner pembantu dengan bahan bakar *Liquified Petroleum Gas (LPG)*. Karena LPG mudah terbakar, praktis dan ekonomis. Katub pembuka (*Lighter Fuel Valve*) LPG diatur oleh sebuah *relay*. Penyalaan LPG dilakukan dengan loncatan bunga api listrik tegangan tinggi (*Ignition Transformer*).



Gambar 7.16. Kontrol penyalaan burner utama dan burner pembantu

Setelah kira-kira pemanasan cukup, timer sampai pada kontaktor terakhir, *main fuel valve* mulai membuka, residu mulai mengalir dan keluar, akhirnya burner utama menyala.

#### 7.5. a. *Flame Failure Trip*

Penyalan pertama tidak selamanya selalu berhasil, adakalanya meskipun residu sudah keluar, belum tentu dapat menyala. Berarti penyalan gagal. Untuk ini kita pasang *flame detector* yang berguna untuk mendeteksi apakah penyalan pertama berhasil atau gagal.

Kalau penyalan berhasil, arus listrik oleh *flame detector* tidak diteruskan dan *main fuel valve* minyak residu tetap membuka. Tetapi kalau penyalan gagal, arus listrik oleh *flame detector* diteruskan, yang mana hal ini sebenarnya adalah menjalankan sebuah relay untuk mematikan/menyetop aliran minyak, dengan menutup *main fuel valve*. Kalau hal ini terjadi, timer penyalan akan kembali ke muka (putaran motor berbalik arah). Berarti penyalan harus diulangi lagi.

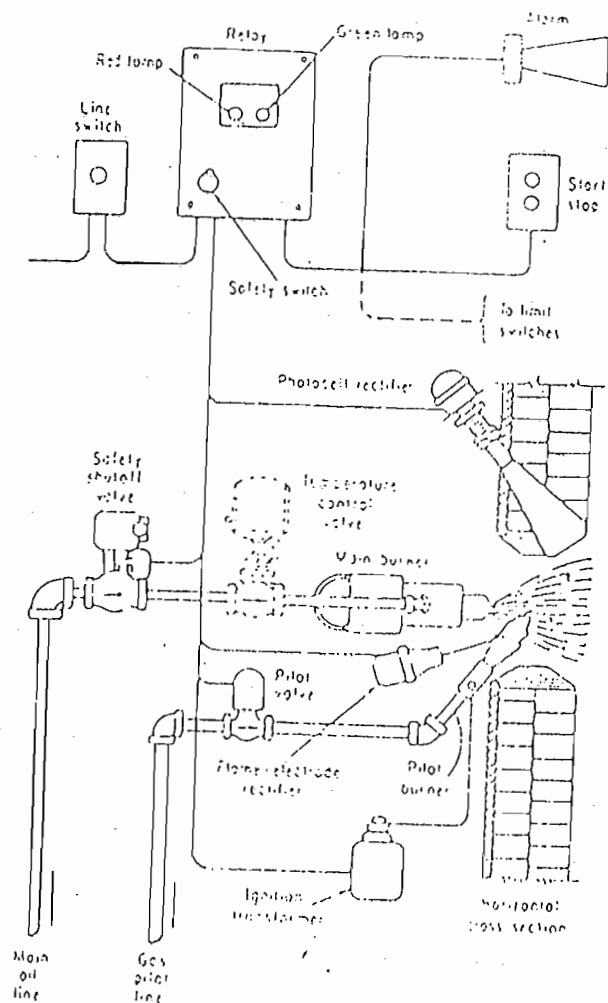
#### 7.5. b. *Flame Safeguard System*

Selama burner beroperasi kadang-kadang terjadi gangguan, mungkin *flame* tidak stabil atau ada gangguan pada *Force Draft Fan*. Oleh karena itu harus dilengkapi dengan suatu Sistem perlindungan pembakaran.

*Flame safeguard system* merupakan suatu sistem perlindungan pembakaran, susunannya terdiri dari sistem *interlock*, *flame detector* dan *relay* yang berfungsi untuk mengindera *flame* dalam dapur.

*Flame detecting unit* terdiri dari *Photocell rectifier* dan *flame electrode*

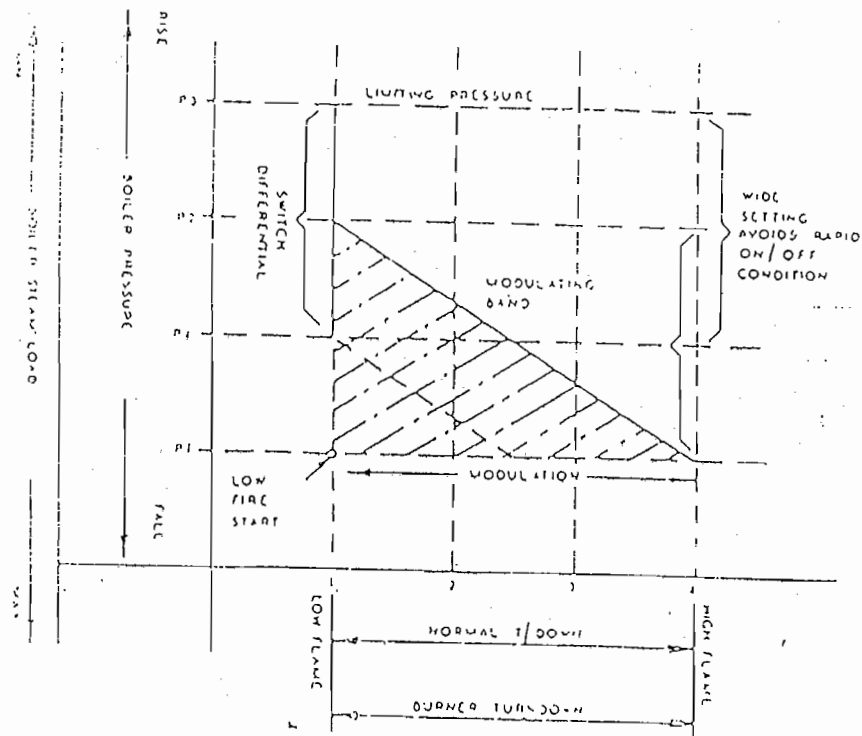
rectifier. Photocell rectifier dipakai untuk mengawasi oil main flame, sedangkan flame electrode rectifier berfungsi untuk mengawasi gas pilot flame. Bila bahan bakar utama (minyak residu) telah dinyalakan secara intermitent, maka flame electrode rectifier sudah tidak diperlukan lagi.



Gambar 7.17. Combustion safeguard system

### 7. 6. Kontrol Terhadap Kapasitas dan Kerja Burner

Secara otomatis, kontrol terhadap bekerjanya burner dipengaruhi oleh variasi tekanan ketel uap, dimana variasi tekanan ketel uap ini mengatur posisi dari *modulating motor* yang mengatur pemasukkan bahan bakar (minyak residu) kedalam burner serta mengatur pemasukkan udara kedalam burner. Jika pemakaian uap besar, tekanan boiler turun, maka proses pengaturan bekerja sehingga kapasitas aliran minyak residu dan kapasitas udara semakin besar.



Gambar 7.18. Daerah pengaturan kapasitas burner

Dari gambar diketahui bahwa  $p_1$  adalah batas maksimum produksi uap.

Tekanan uap diusahakan tetap dipertahankan antara  $p_1$  dan  $p_2$  dengan memakai *modulating pressure trol*.

Pada waktu pemakaian uap bertambah, nyala burner bertambah besar. Kalau pemakaian uap sedikit, nyala burner semakin kecil dan pada suatu saat melampaui batas minimum.

Burner secara otomatis akan mati dan proses pengaturannya dilakukan oleh *pressurestat*.

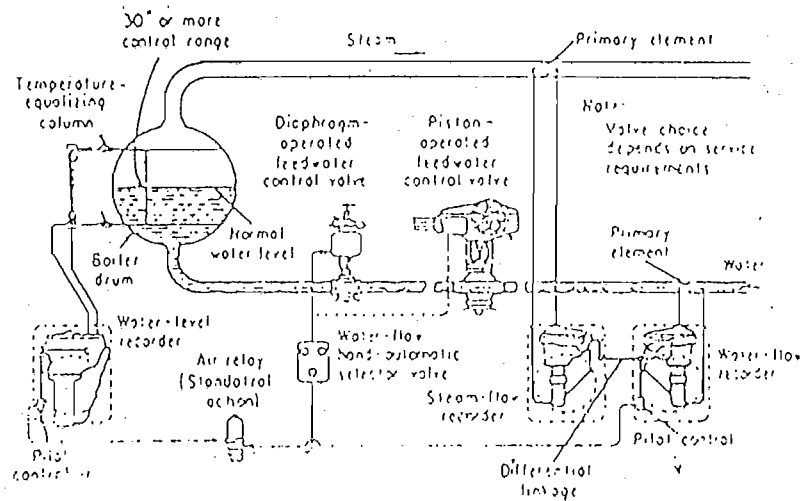
Tekanan uap dari  $p_3$  akan turun ke  $p_4$ . Tekanan  $p_3$  dan  $p_4$  adalah batas tekanan *pressurestat*. Burner akan menyala lagi pada kondisi tekanan  $P_4$ .

Pada waktu burner hidup, nyala api masih belum cukup mampu untuk mempertahankan tekanan, hal ini terlihat pada grafik titik-titik miring.

Penurunan tekanan berjalan pelan-pelan sampai tekanan  $p_1$ , sementara nyala burner semakin besar. Jika penurunan tekanan terjadi secara tiba-tiba, misalnya pipa air bocor, maka *pressurestat* bekerja sehingga burner langsung mati.

Grafik selanjutnya menunjukkan panas yang dilepaskan burner hanya mampu membuat tekanan uap konstan sampai pada *high flame*. Setelah burner berada pada kapasitas maksimum, maka tekanan mulai naik sedikit demi sedikit sampai ke tekanan kerja. Selanjutnya besar kecilnya tekanan burner tergantung dari naik turunnya tekanan uap pada ketel (dilukiskan garis tebal pada grafik).

### 7.7. Pengaturan Pompa dan Kapasitas Air Isian Ketel



Gambar 7.19. Sistem kontrol air isian ketel

Menggunakan sistem kontrol tiga elemen, dimana variabel adalah aliran uap, aliran air ketel dan tinggi permukaan air pada separatornya.

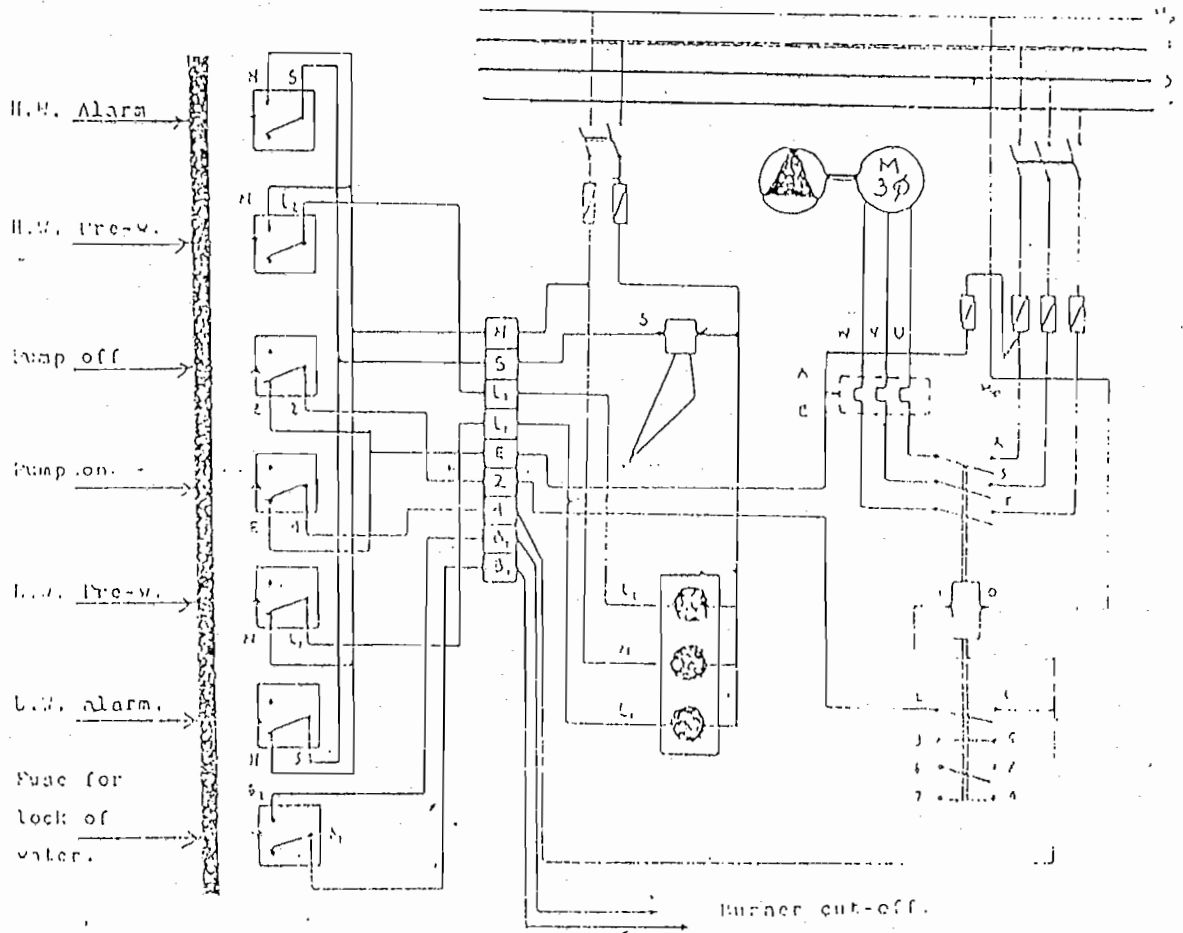
Pengukuran aliran uap dan aliran air isian ketel satu sama lain diimbangi dengan *defferential linkage*. Sebuah pilot kontrol dihubungkan ke *defferential linkage* sedemikian hingga setiap perbedaan antara kapasitas aliran uap dan kapasitas air isian ketel menyebabkan suatu perubahan pada [neumatic output signal. Signal ini ditransmisikan ke *air relay* dimana kemudian dikombinasikan dengan pneumatik signal yang datang dari *water level recorder*.

Jika didalam ketel terjadi perubahan beban sehingga terjadi ketidak seimbangan pada *defferential linkage*, maka perubahan pada output pilot control berarti juga perubahan pada output *air relay*. Signal baru dari *air relay* tersebut akan mengatur kedudukan *feed water control valve*,



sehingga air yang diperlukan boiler sama dengan aliran uap yang keluar dari boiler. Hasil perubahan pada feed water flow ini membuat ketidak seimbangan baru lagi pada *defferential ligkage* yang akhirnya akan memberi pilot control signal pada kedudukan netral.

Sebagai pengaturan terakhir dan untuk menstabilkan tinggi rendahnya permukaan air dalam separator, signal dari pilot kontrol pada *water level recorder* diatur kembali oleh *feed water control valve*.



Gambar 7.20. Pengaturan otomatis on-off pompa, lampu

Tanda bahaya dan alarm.



Sedangkan otomatisasi *on-off* pada pompa pengisi air ketel, bekerjanya berdasarkan tinggi rendahnya permukaan air ketel didalam separator. Untuk maksud tersebut dipakai *water level float control* yang dipasang diluar separator. Didalam *water level float control* terdapat pelampung, *permanent transmitting magnet* dan *switch-switch*.

Pada kondisi permukaan air ketel naik, pelampung mendorong magnet naik keatas dan pada batas ketinggian air ketel tertentu, magnet akan membuka switch yang kontak dengan pompa, sehingga pompa berhenti mengisi.

Bila karena sesuatu *trouble*, pompa tetap mengisi, pelampung terus naik dan pada ketinggian tertentu magnet menutup switch yang kontak dengan lampu tanda bahaya, sehingga lampu akan menyala.

Dalam kondisi tersebut pihak operator masih tetap lalai, pelampung terus naik dan pada ketinggian air tertentu, magnet akan menutup switch yang kontak dengan alarm, sehingga alarm berbunyi.

Jika operator belum mendengar peringatan tersebut, maka pada suatu kedudukan tekanan tertentu, limit pressurestat akan bekerja mematikan burner dan juga katup keamanan (*safety valve*) akan bekerja secara mekanis.

## **7. 8. Otomatisasi *Blow Down***

Proses pengeluaran sebagian air ketel pada waktu tertentu dan dalam jangka waktu tertentu selama ketel uap beroperasi disebut *blowdown*.

Tujuan *blowdown* adalah menjaga agar proses korosi pipa yang diakibatkan oleh air ketel terjadi sesedikit mungkin serta untuk membersihkan endapan, lumpur dan kotoran yang terlaru dalam air ketel.

Lamanya proses *blowdown* juga dibatasi agar tidak terjadi penurunan tekanan yang berlebihan secara mendadak. Hal ini akan merugikan kerja ketel serta akan mengganggu sistem pengatur operasi ketel.

Proses *blow down* secara otomatis ada 2 cara, yaitu:

- a. Otomatisasi *blow down* dengan sistem *timer*
- b. Otomatisasi *blow down* dengan sistem pH

### **7.8. a. Otomatisasi *blow down* dengan sistem *timer***

Prinsip kerjanya adalah *system locking relay* yang diatur oleh sebuah *timer*. Katup buang yang dipakai biasanya kran buka cepat dan kran sumbat, dimana proses membuka dan menutupnya tergantung dari *timer*.

Sedang kerja *timer* ini bisa diatur sesuai kehendak operator.

Keuntungan *blow down system timer* adalah harga peralatan sistem murah.

Kerugian *blow down system timer* adalah kerja dari peralatan tidak dipengaruhi oleh kualitas air ketel. Hal ini sangat berbahaya terhadap pipa air ketel.

### 7.8. b. Otomatisasi blow down dengan sistim pH

Kualitas air ketel yang baik mempunyai harga pH sebesar 10,5-11,5. diluar harga tersebut sifat korosi air ketel terhadap pipa air akan naik, sehingga proses perkaratan berjalan cepat. Besaran pH menyatakan derajat keasaman atau kebasaan suatu zat. Sifat keasaman suatu zat ditunjukkan oleh kemampuan menghasilkan ion hidrogen ( $H^+$ ). Sedang sifat basa ditunjukkan oleh ion hidroksida bebas ( $OH^-$ ) dalam larutan.

Cara untuk menentukan keasaman/kebasaan suatu zat cukup dengan menyatakan konsentrasi ion  $H^+$  saja, sebab elektroda untuk mengukur konsentrasi ion  $H^+$  lebih stabil dibanding dengan mengukur konsentrasi ion  $OH^-$ .

Konsentrasi ion  $H^+ = 1 \times 10^{-7}$  gram ekuivalen, dimana " x " sama dengan harga pH-nya. Jadi suatu larutan netral yang mengandung  $1 \times 10^{-7}$  gram ekuivalen ion  $H^+$  per liter mempunyai harga pH = 7.

Harga pH larutan  $< 7$  merupakan larutan bersifat asam, sedang harga pH larutan  $> 7$  merupakan larutan bersifat basa.

Alat untuk mengukur pH suatu larutan disebut pH meter.

Bagian utama pH meter terdiri dari:

#### 1. Detector tranducer

Berupa sepasang elektrode yang terdapat didalam tabung yang apabila dicelupkan kedalam air ketel akan merupakan cell listrik, dengan tegangan yang besarnya sebanding dengan pH air ketel tersebut.

Sepasang elektroda tersebut terdiri dari elektroda pengatur (*glass*

*electrode*) dan elektroda acuan (*reference electrode*) yang mempunyai tegangan konstan. Biasanya tegangan cell adalah jumlah aljabar dari kedua tegangan elektroda tersebut.

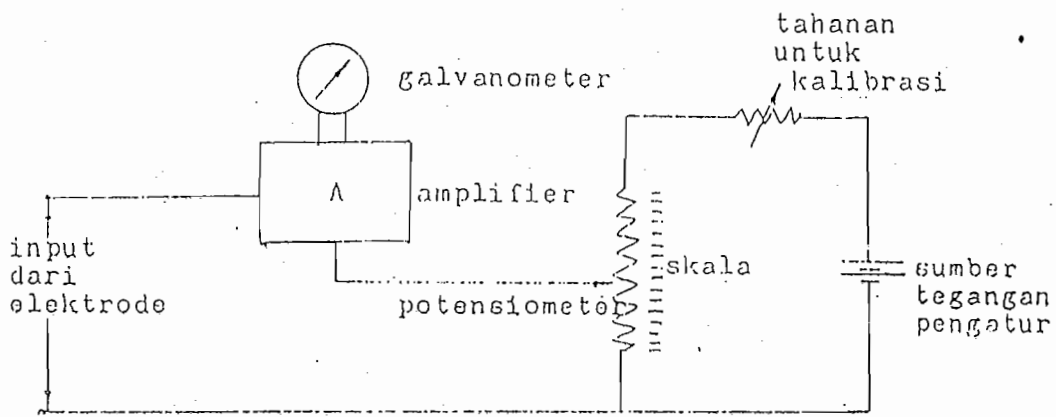
Besarnya tegangan pada glass electrode dapat dilihat tabel 9-1, dimana besarnya tegangan sangat dipengaruhi oleh besarnya pH larutan.

pH	millivolt output		
	elektroda gelas	elektroda acuan	mV elektroda
3	-456	+ 245	- 211
7	-220	+ 245	+2 25
10	- 43	+ 245	+ 202

Tabel 7.1. Output milivolt dari elektroda terhadap pH pada suhu 25°C

## 2. Amplifier

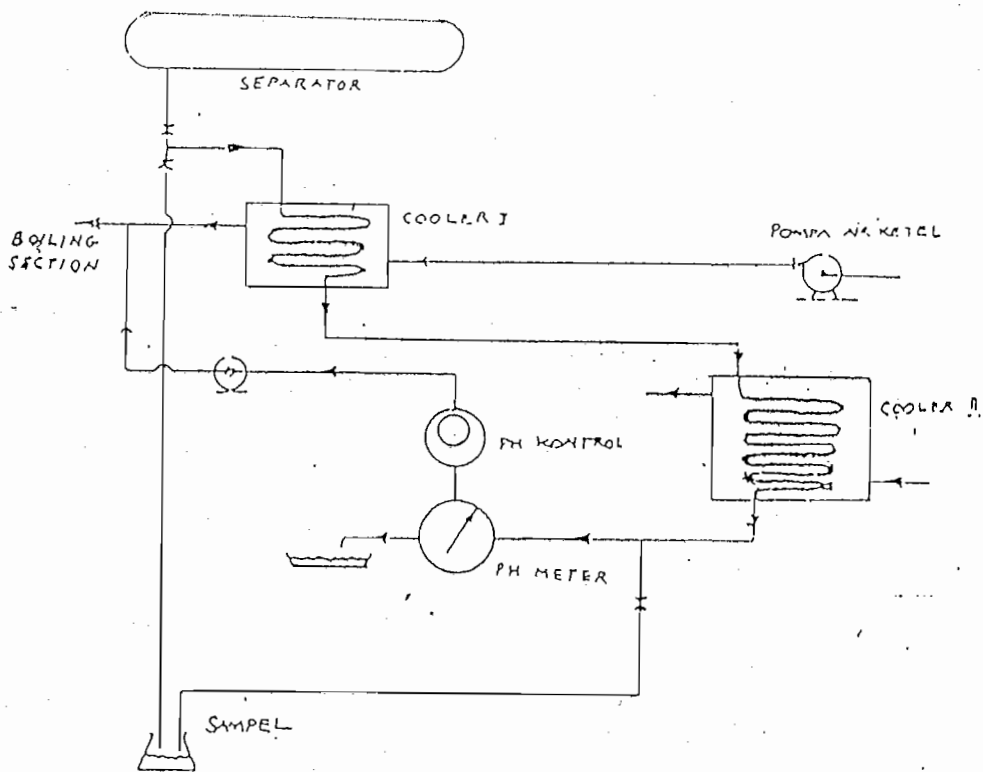
Yaitu bagian yang menerima signal dari detector transducer, kemudian signal tersebut diperkuat lagi sehingga bisa diterima oleh signal output. Perlu diketahui bahwa besarnya tegangan yang diterima oleh detektor transducer dalam skala milivolt. Oleh karena itu besaran tersebut harus diperbesar lagi agar peralatan yang ada pada signal output bisa menerima besaran dari detektor tersebut.



Gambar 7.21. Rangkaian pengukur pada pH meter

### 3. Signal output

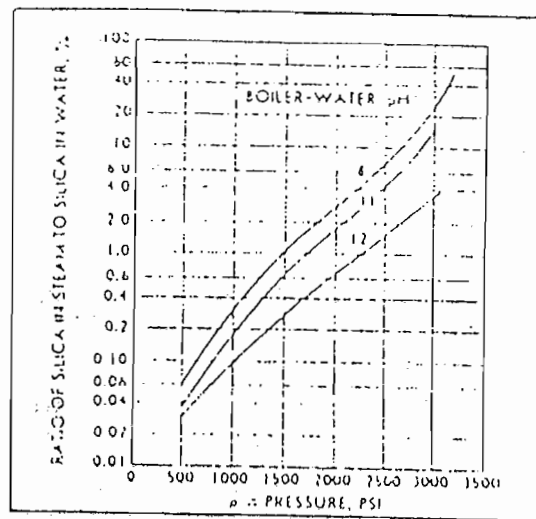
Yaitu bagian yang berfungsi menyajikan besaran yang diukur oleh detector agar dapat dilihat oleh pancaindera. Penyajian bisa berupa penunjukkan jarum di atas skala atau dalam bentuk digital.



Gambar 7.22. Skema blow down

Proses *blow down* berjalan jika harga pH air ketel  $> 11,5$ . Tegangan yang dihasilkan sepasang elektroda pada detector transducer kemudian diamplified dan akhirnya diterima oleh *signal output*. Signal ini memberitahu *relay*, sehingga *relay* memerintahkan katup buang supaya membuka. Jika harga pH air ketel pada daerah  $10,8 - 11,5$  maka relay akan memerintah katup buang supaya menutup.

Untuk air ketel dengan harga pH dibawah 10 dimana air isian ketel tersebut bersifat korosif, maka ada signal yang memberitahu relay supaya *feed pump stop*, sehingga aliran air ketel berhenti. Hal ini tentu saja dibarengi dengan matinya burner.



Tabel 7.2. Air ketel hubungan tekanan dan rasio silikat

Untuk tekanan antara 900 – 1400 psi kadar silika dibawah 5 ppm.

Untuk tekanan antara 1400 – 2000 psi kadar silika dibawah 3 ppm.

Beberapa persyaratan air ketel untuk ketel uap tekanan antara 900 sampai 2500 psi adalah sebagai berikut:

1. Kandungan maksimum oksigen 0,005 cc/l.
2. Kadar sulfat sebagai pengambilan oksigen maksimum 10 ppm, untuk tekanan 900 psi dan 3 ppm untuk tekanan 1800 psi.
3. pH air isian dipertahankan antaran 8,5 – 9.
4. pH air ketel dibuat antara 10,8 – 11,5.
5. Kadar phosphat antara 15 – 20 ppm untuk tekanan 900 psi dan menurun sesuai dengan tekanannya sampai antara 5 – 10 ppm untuk tekanan 2500 psi.
6. Kadar silika tak boleh < 5 ppm untuk tekanan 900 psi dan menurun sampai < 1 ppm untuk tekanan 2500 psi.
7. Pengawasan air ketel dilakukan tiap hari selama ketel beroperasi.



## BAB VIII

### AIR ISIAN KETEL

Sebagai umpan untuk membuat uap adalah air yang lazimnya disebut air ketel. Dalam hal ini air ketel harus bersih, bila air ketel kotor maka akan menyulitkan operasi ketel. Air ketel kotor dalam arti air ketel mungkin mengandung garam, senyawa organik, zat-zat yang mudah mengendap dan lain-lain.

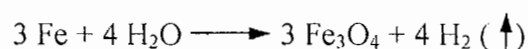
Air ketel yang kurang bersih dapat menimbulkan kesulitan-kesulitan dalam ketel maupun operasi pesawat, pemakaian uap karena terjadi:

1. Pembentukan kerak, yang akan mengurangi daya hantar panas pada dinding pipa ketel dan kemungkinan timbul *over heating* pada pipa ketel.
2. Timbulnya korosi, akan menyebabkan rapuhnya bagian-bagian ketel.
3. Timbulnya buih, akan menyebabkan gangguan operasi ketel.

Dalam hal ini maka air ketel haruslah dibersihkan dari kotoran-kotoran atau sedikit-tidaknya dikurangi sampai batas minimum yang disyaratkan hingga kesulitan pada ketel atau pada pesawat pemakaian uap dapat dikurangi.

Untuk suhu uap lebih besar dari 300 °C maka uap dapat mengadakan reaksi dengan dinding besi dari ketel.

Persamaan reaksi yang terjadi:



Jika reaksi ini terjadi pada dinding ketel maka ketel akan dapat rapuh dan aus karena proses korosi. Tetapi pada suhu antara  $300^{\circ}\text{C} - 400^{\circ}\text{C}$ , untungnya reaksi tersebut berjalan lambat.

Sehingga keadaan air ketel harus dikontrol untuk mengurangi akibat yang akan terjadi nantinya.

Air tanah umumnya mengandung garam-garaman, ini bedakan atas dua bagian:

- garam karbonat
- garam bukan karbonat

Kadar garam pembentuk kerak dapat dinyatakan dalam mg/liter,  $\text{gram}/\text{cm}^3$  atau dalam ppm (part per million) sedang untuk perhitungan akan lebih mudah memakai satuan mole (gr mole)/val atau gram ekivalen (graeq)/l atau mval/l yang lebih umum.

Dalam praktek derajat kesadahan yang sering dipakai adalah:

1. Derajat kesadahan Jerman: yaitu jumlah gram  $\text{CaO}/100$  liter air.
2. Derajat kesadahan Prancis: yaitu jumlah gram  $\text{CaCO}_3/100$  liter air.
3. Derajat kesadahan Inggris: yaitu jumlah grain  $\text{CaCO}_3/\text{gallon}$  air.

Dimana: 1 grain = 0,0648 gram

1 gallon = 4,543 liter.

### **8. 1. Pemasakan Air Ketel**

Pada pemasakan air ketel dimana pada waktu air mendidih mungkin akan terjadi buih dan percikan-percikan air (butir-butir uap air dalam udara) dan ini mungkin menyebabkan ikutnya butiran-butiran air yang mengandung garam-garaman dalam uap.

Ikutnya butiran-butiran air dalam uap akan menyebabkan kesukaran-kesukaran dan korosi dalam pipa-pipa uap atau pesawat pemakai uap. Buih dan percikan air ini disebabkan oleh:

1. Senyawa organik
2. Kadar garam terlalu tinggi (relatif)
3. Adanya zat-zat yang mudah menguap.

Hal-hal diatas sebenarnya efeknya belum jelas dan adanya keterangan-keterangan yang masih saling bertentangan. Tetapi jelas bahwa untuk senyawa-senyawa organik dapat menurunkan tegangan muka yang akan menyebabkan mudah membuih.

Adanya garam-garam yang akan mengakibatkan timbulnya kerak akibat endapan dan garam-garaman. Untuk ketel biasa kadar garam tidak boleh lebih dari 2 %. Sedang untuk ketel dengan kapasitas besar kadar garam dibatasi sampai dengan 0,3 %.

Sedang adanya zat-zat yang mudah mengendap mungkin sudah terkandung dalam air isian atau mungkin terbentuk selama pemanasan air dalam ketel. Misal dalam air terdapat bikarbonat maka dengan air akan menimbulkan gas  $\text{CO}_2$  yang akan menimbulkan buih dan percikan air.

## **8. 2. Pembentukan Kerak dan Lumpur**

Pembentukan kerak biasanya disebabkan oleh pengendapan garam yang terlarut dalam air ketel pada waktu air menguap.

Jenis garam yang dapat membentuk kerak dan lumpur terdiri dari dua golongan yaitu yang mengandung karbonat dan yang tidak mengandung karbonat.

Sebagai contoh senyawa-senyawa yang dapat membentuk kerak adalah sebagai berikut:

$\text{Ca SO}_4$	- gips
$\text{Ca CO}_3$	- kalsium karbonat
$\text{Mg (OH)}_2$	- magnesium hidroksida
$\text{Mg CO}_3$	- magnesium karbonat
Ca silikat	
Mg silikat	
$\text{Na}_2\text{Si O}_3 \cdot \text{Al}_2(\text{SiO}_3)_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	- analit ketel steen.

Senyawa-senyawa ini dalam praktek dijumpai dalam keadaan campuran dari dua atau lebih persenyawaan, juga sering bersenyawa dengan besi-besi atau lain-lain senyawa organik. Sifat dari pada kerak itu sendiri tergantung pada jenis senyawanya sendiri.

Sifat dari pada kerak ialah akan melapisi permukaan pipa dalam ketel. Maka dengan adanya kerak pada pipa ketel menyebabkan daya hantar dari pipa itu berkurang. Sehingga menyebabkan panas yang dibutuhkan lebih besar dan menyebabkan dinding luar akan lebih tinggi suhunya dan konsumsi bahan bakar lebih besar, maka akan menyebabkan pipa mengalami *over heating*.

Maka dengan adanya kesulitan akibat dengan adanya kerak yang melapisi permukaan dalam pipa maka sedapat mungkin timbulnya kerak itu harus dibuat sekecil mungkin. Salah satu cara untuk mengurangi timbulnya kerak adalah dengan mengusahakan air ketel masih mengandung garam sedikit mungkin.

Dari hasil analisa terlihat bahwa dengan naiknya suhu dan tekanan pembentukan kerak semakin dipercepat lagi.

Kadar lumpur dalam air dapat kontrol dalam air dari derajat kekeruhan dengan jalan mengukur volume lumpur yang diendapkan atau membuang endapan lumpur setelah pengeringan. Kadar garam dapat dengan seksama ditentukan secara pengeringan, tetapi memakan banyak waktu. Cara ini hanya baik dilakukan dalam laboratorium.

Secara praktis berat jenis air ketel dapat ditentukan dengan mudah ditentukan dengan areometer.

Selanjutnya kadar garam dapat diketahui dari daya hantar listrik, karena daya hantar listrik itu tergantung pada kadar ion-ion garam yang ada.

Dan daya hantar listrik ini dapat diukur dari tekanan arus dengan pertolongan jembatan Wheastone.

### **8.3. Pencegahan Pembentukan Kerak dan Lumpur**

Untuk mengurangi atau mencegah timbulnya kerak dan lumpur adalah mengusahakan air isian ketel mengandung garam-garaman sedikit mungkin.

Jadi diusahakan hanya sedikit mengandung Ca, Mg, dan silikat.

Kadar garam yang diperkenankan dalam air isian ketel tergantung pada jenis ketel:

- a. Ketel tekanan rendah 15 atm, kadar garam dapat sampai 10 D°.
- b. Ketel lorong api, kadar garam 5 D°.
- c. Ketel pipa air, kadar garam 2 D° sampai dengan 3 D°.
- d. Ketel pipa air dengan tekanan tinggi, harus kurang dari 0,1 D°.

Cara untuk membersihkan garam-garaman yang dapat membentuk kerak umumnya dilakukan di luar ketel atau dapat pula di dalam ketel.

Sedang cara untuk mencegah timbulnya kerak dan lumpur dapat digolongkan menjadi 3 golongan:

1. Membuang za-zat yang membentuk kerak dengan jalan membersihkan air isian sebelum masuk ketel.
  - a. Proses Thermis (pemanasan)

Proses ini dilakukan bila garam yang terkandung didalam air sebagian besaaar terdiri dari garam bikarbonat.

Dengan pemanasan maka garam  $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$  bikarbonat terurai menjadi  $\text{CO}_2$  dan karbonat mengendap membentuk  $\text{CaCO}_3$ .

Reaksi:



Air dengan pemanasan dapat dipisahkan garamnya, dikatakan air dengan kesadahan sementara. Tapi dengan pemanasan saja tidak berarti bahwa semua garam dapat diendapkan, misal  $\text{CaCl}_2$ ,

$\text{CaSO}_4$ ,  $\text{MgCl}_2$ ,  $\text{MgSO}_4$ , air yang mengandung garam ini disebut air dengan kesadahan tetap.

b. Proses Kalk- Soda

Dengan proses Kalk-Soda, ion-ion  $\text{Ca}^{++}$ ,  $\text{Mg}^{++}$  akan diendapkan dengan penambahan zat kimia kedalam air yang akan dilunakkan tersebut.

Ion Mg akan diendapkan sebagai  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  dan ion Ca akan diendapkan sebagai  $\text{CaCO}_3$ .

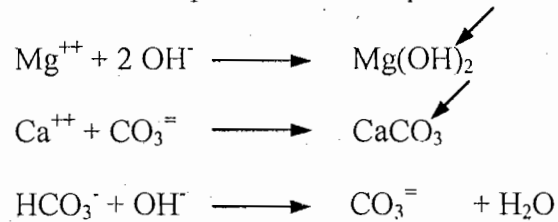
Sebagai zat kimia dipakai:

Kalk -  $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Soda -  $\text{Na}_2\text{CO}_3$

Untuk mengendapan  $\text{Mg}^{++}$  diperlukan ion hidroksida misal dari  $\text{NaOH}$  atau  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .

Sebagai reaksi dasar pada Kalk-Soda proses reaksi:



Pemakaian  $\text{NaOH}$  sering diganti dengan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  karena  $\text{NaOH}$  mahal. Dengan demikian reaksi pertama menjadi lebih sulit, karena ion Ca dapat diendapkan sebagai  $\text{CaCO}_3$ , kalau disitu ada ion  $\text{CO}_3$ .

Disini kebutuhan Kalk dan Soda tergantung pada garam yang terkandung dalam air tersebut.

c. Modifikasi dari proses Kalk-Soda

Adalah proses pelunakkan seperti halnya proses Kalk-Soda hanya saja sebagian kapur atau seluruhnya diganti dengan NaOH. Kedua kimia ini dapat bekerja bersama-sama, sehingga keduanya dapat bersama-sama dipakai. Tapi harus diingat harga NaOH mahal. Keuntungan proses ini adalah bahwa untuk memisahkan Mg tidak diperlukan ekstra Soda, jadi tidak juga ada pembentukan  $\text{CaCO}_3$ . Maka dengan proses ini pemakaian soda akan berkurang.

Kesulitan pada proses ini adalah bila air masih banyak mengandung ion  $\text{CO}_3$ , karena ion ini akan menyebabkan air sangat alkalis, hingga akan merusak alat-alat. Bisa juga dilakukan dengan cara hanya memakai soda, jadi soda mau ditambahkan paling sedikit (minimum) harus ekuivalen dengan garam-garam dan  $\text{CO}_2$  yang ada. Cara ini disebut juga proses generasi soda.

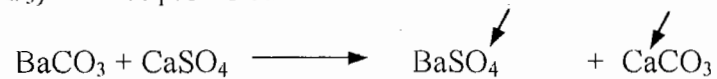
Ion-ion Ca, Fe, Al, Mn akan diendapkan dalam pesawat pelunak, mungkin juga ion-ion Mg,  $\text{CO}_2$  bekas dan ion bikarbonat yang ada dalam air mungkin masih belum dapat dilunakkan seluruhnya.

Biasanya lalu diberi proses *excess* soda. Bila belum juga dapat dihilangkan bisa membahayakan ketelnya. Sebab ada pemanasan bikarbonat ( $\text{CaHCO}_3$ ) akan pecah dan membentuk gas  $\text{CO}_2$  mungkin juga ion  $\text{CO}_3^{=}$ .  $\text{CO}_2$  akan terbawa oleh uap yang



dihasilkan dan menyebabkan korosi alat-alat yang dilalui oleh uap.

Kadang-kadang air mengandung kadar gips  $\text{CaSO}_4$  dalam jumlah besar. Garam ini dapat dipisahkan dengan barium karbonat ( $\text{BaCO}_3$ ) disebut proses barit.



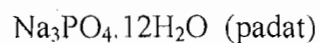
Karena daya larut  $\text{BaCO}_3$  sangat kecil, maka harus diberikan dalam jumlah banyak dan untuk mempercepat proses reaksi maka air perlu dipanaskan.

d. Proses fosfat

Garam-garam fosfat (misal kalsium fosfat dan magnesium fosfat) sangat sukar larut dalam air, maka memungkinkan dilakukan pelunakan air dengan memberikan alkali fosfat. Dengan proses fosfat ini hasil pelunakan air lebih baik dan juga lebih cepat, sedang chemical yang dipakai hanya satu macam. Hanya apabila pemakaian fosfat terlalu banyak dapat memberikan batu kerak dan korosi serta harga mahal.

Jika air mengandung banyak karbonat, pemberian fosfat akan mempertinggi sifat alkali air tersebut. Umumnya proses ini digunakan untuk penyampuran pelunakan sisa kesadahan (lanjutan).

Jenis fosfat yang banyak dipakai adalah:



## e. Proses pertukaran ion

Dalam pelunakan air pada proses terdahulu masih terdapat sisa kesadahan. Untuk menghilangkan atau penyempurnaan proses tersebut masih bisa dilanjutkan dengan alat penukar ion. Sebagai bahan penukar ion dipakai Zeolith (Ze):  $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$  atau media sintesis lainnya. Sedang dalam perdagangan berupa  $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot (\text{SiO}_2)_n \cdot x\text{H}_2\text{O}$  disingkat  $\text{Na}_2\text{Ze}$ . Dalam praktek sering dipakai proses kombinasi proses kalk-soda dan diikuti proses zeolith. Dengan demikian kesadahan tetap/ sementara dihilangkan menurut reaksi:



Zeolith ini dapat diperoleh kembali dengan jalan memberikan larutan  $\text{NaCl}$  jenuh, proses ini disebut regenerasi Ze/Reaktivasi Ze.



Larutan garam sebaiknya berlebihan(excess) sekali. Sedang hasilnya  $\text{Na}_2\text{Ze}$  dapat aktif lagi.  $\text{CaCl}_2$  dicuci hingga diperoleh  $\text{Na}_2\text{Ze}$  didalam bak berupa pasir yang berwarna hijau.

## f. Proses pemisahan silikat

Senyawa silikat dengan Ca dan Mg akan membentuk kerak yang keras yang akan membahayakan dalam pemanasan ketel. Silikat ini sukar dibersihkan karena terlarut dalam air berupa ion silikat.

Batu-batu kerak dapat timbul dari bahan-bahan silikat  $\text{SiO}_2$  dan  $\text{SiO}_3$ , dapat membentuk ion-ion silikat (asam kiesel bebas). Dapat juga berupa suatu senyawa kompleks yang berupa suatu koloid (poly kiesel) adalah bahan yang mudah mengendap dan kalau ini terjadi, berbahaya bagi ketel.

Silikat ini belum bisa dihilangkan Ze saja, kemungkinan untuk melenyapkannya adalah dengan adsorpsi, misal dengan senyawa Mg, Al atau Fe (penyerapan dipermukaan bahan padat) dengan suatu bentuk endapan. Adsorpsi bisa dilakukan dalam jonjotan/koloid  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ . Kesulitannya bahwa asam kiesel mudah terlarut dalam air yang mempunyai pH tinggi, dengan demikian silikat-silikat sulit diserap.

Karena itu digunakan cara lain yaitu koagulasi (penggumpalan). Cara ini bisa dilakukan dengan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ,  $\text{NaAlO}_2$  pada pH yang rendah. Senyawa-senyawa ini didalam air terhidroklisa dan membentuk jonjotan/koloid yang dapat menyeret silikat-silikat yang ada didalam air. Kadar  $\text{SiO}_2$  didalam air dibatasi tak boleh lebih besar dari 0,025 ppm.

Sedangkan dengan metode diatas mampu menghilangkan sampai 0,5 mg/l silikat.

g. Proses pemisahan minyak

Didalam air ketel dikehendaki sedikit mengandung garam, sehingga digunakan air kondensat/embunan sebagai air murni

yang bebas garam, tetapi satu hal yang harus diperhatikan apakah cukup untuk mensupply ketel. Tetapi dalam banyak kemungkinan mengandung minyak walau sedikit, ini akan menyulitkan dalam penghantaran panas, seperti halnya batu kerak. Dalam praktek kadar minyak yang diijinkan tak boleh dari 7 mg/l air. Bila lebih dari itu maka perlu diadakan pembersihan.

Cara-cara menghilangkan minyak antara lain:

1. Pemisahan secara mekanis

Air yang mengandung minyak ditampung didalam bak penampung. Maka minyak akan berada diatas. Dalam hal ini bisa dilakukan dengan sedimentasi (pengendapan) atau filtrasi atau bersama-sama sehingga butir-butir minyak yang halus dapat tersaring. Kadar minyak yang diijinkan adalah 2 - 3 mg/l.

2. Pemisahan koagulasi/penggumpalan

Pemisahan minyak secara ini dilakukan dengan memberikam koagulant  $Al_2(SO_4)_3$  atau garam-garam besi, maka minyak digumpalkan.

Senyawa ini akan menetralsir butiran-butiran minyak yang bermuatan negatif, sehingga terbentuk gumpalan minyak. Selanjutnya minyak dipisahkan dengan pengendapan dan penyaringan dengan pasir.

Dengan cara ini minyak dapat dipisahkan dengan baik tetapi kadar garam naik karena larutan koagulant

3. Pemisahan secara absorpsi

Bila air bersuhu antara 50 – 80 °C diberi karbon aktif, maka karbon akan menyerap minyak. Setelah pemakaian karbon tidak aktif, maka diaktifkan lagi dengan pemanasan pada suhu tinggi. Tapi regenerasi karbon tidak ekonomis, maka setelah pemakaian lebih baik mengambil karbon aktif yang baru.

4. Pemisahan secara elektrolisa

Minyak diberi aliran arus listrik searah, sehingga mengumpul. Selanjutnya gumpalan dipisahkan dengan penyaringan.

2. Menambah zat-zat tertentu dalam feed water yang menyebabkan garam-garaman tertentu membentuk koloid (jonjotan).

- a. Penambahan bahan-bahan organik koloid
- b. Penambahan Soda
- c. Penambahan lain-lain zat (preparat)

3. Pengendapan bahan-bahan pembentuk kerak atau lumpur.

Pada proses ini dilakukan dengan menambahkan bahan kimia kedalam air ketel sehingga kerak dan bahan pembentuk kerak akan larut kembali berupa lumpur. Bila endapan berupa lumpur, pemisahan mudah dilakukan bila endapan tak menempel pada dinding permukaan.

Untuk suatu jenis air dapat terlihat dalam penambahan soda, fosfat atau koloid organis.

a. Penambahan Soda

Bila didalam air mengandung kerak  $\text{CaSO}_4$  yang berupa batu, dengan penambahan soda  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  maka hal ini dapat menyebabkan terlarutnya batu tersebut sehingga terbentuknya lumpur.

Reaksi:



Pemakaian soda ini hanya untuk ketel dengan tekanan rendah, karena pada tekanan tinggi soda akan mengurai. Bahayanya bahan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  bisa terurai menjadi  $\text{NaOH} + \text{CO}_2$ .

$\text{CO}_2$  disini kurang menguntungkan sebab menimbulkan buih dan akan menyebabkan korosi.

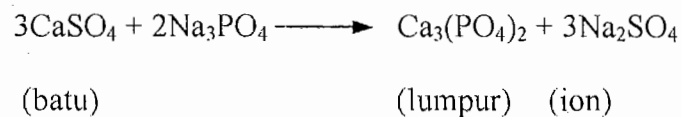
Jadi selain menghasilkan pelunakan juga menghasilkan pencegahan pembentukan batu gips ( $\text{CaSO}_4$ ) juga pembentukan batu silikat dapat dicegah.

b. Penambahan fosfat

Untuk tekanan lebih besar dari 15 atm, dalam praktek pemakaian soda tak menguntungkan lagi. Maka untuk tekanan tinggi dan suhu tinggi dapat dilakukan dengan penambahan fosfat terutama sebagai pencegah pembentukan batu gips maka dipakai

natrium phosphat  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ . Cara kerja seperti halnya cara penambahan soda.

Reaksi:



$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$  sebagai lumpur lebih sukar larut dari pada  $\text{CaSO}_4$ .

c. Penambahan senyawa organik

Senyawa organik yang sering digunakan untuk batu kerak adalah:

- tepung (tapioka)
- tanine (gula/bahan penyamak kulit)
- grafit
- melace (tetes)

Mungkin dalam hal ini, tanine merupakan pembentukan senyawa yang menyebabkan korosi. Hal tersebut diatas adalah proses kimia, tetapi dapat juga dengan proses phisis sebagai pengurangan pembentukan kerak. Sebagai contoh dengan metode eletrolisa, penggelembungan.

Dengan ini diusahakan terbentuk gelembung-gelembung air didekat dinding dan gelembung sukar melekat. Gelembung dapat dilakukan dengan sirkulasi fluida secara cepat atau dengan menambah bahan yang melayang didalam air dimana akan bekerja sebagai inti untuk membentuk gelembung uap, kemudian dilakukan sirkulasi.

Dengan metode phisis, yaitu dengan memasang elektrode pada ketel, dinding ketel sebagai anode (+), sedang sebagai elektrode adalah katode (-).

Maka pembentukan kerak dapat dicegah dengan elektrode dan elektrode dipilih sedemikian hingga beda potensial antara dinding ketel (anode) dan elektrode relatif kecil.

#### **8. 4. Korosi dan Cara Pencegahannya**

Proses korosi pada ketel uap terjadi disebabkan karena logam (Fe) yang berhubungan dengan air selalu mengalami tekanan elektro-kimia dari ion-ion yang ada dalam air. Reaksi kimia ini akan selalu merupakan proses mekanisme korosi secara normal.

Korosi itu sendiri merupakan oksidasi. Sedang air sendiri (H<sub>2</sub>O) cenderung untuk bereaksi dengan Fe (besi), karena dan bila air itu sendiri mengandung:

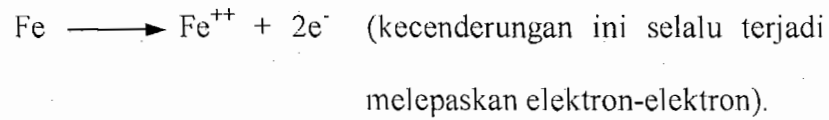
- senyawa-senyawa organik
- kadar garam terlalu tinggi
- zat yang mudah menguap atau air ketel agak kotor.

Maka akan terjadi buih dan percikan-percikan air pada waktu pemanasan, yang akan menghambat proses dan penurunan enthalpy uap air (menyebabkan korosi) misal garam bikarbonat CaHCO<sub>3</sub> dengan air akan timbul CO<sub>2</sub> (gas) yang dalam pendidihan akan terjadi buih dan percikan-percikan air.

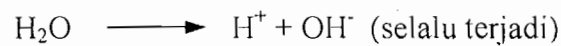


Reaksi langkah korosi (normal):

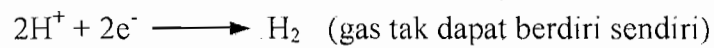
1. Reaksi primer:



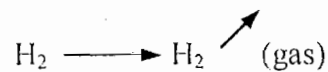
2. Disosiasi air:



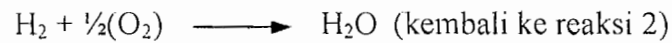
3. Polarisasi:



4. Depolarisasi:

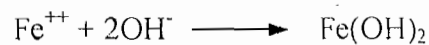


5. Depolarisasi:

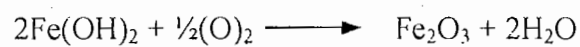


$\text{O}_2$ , dapat berasal dari udara atau  $\text{O}_2$  dalam air.

6. Pembentukan karat sekunder: (mulai)



7. Pembentukan karat sekunder:

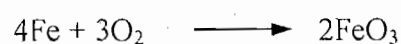


$\text{Fe}_2\text{O}_3$  merupakan karat berwarna coklat tua.

Reaksi nomor 1 samapai 5 adalah pembentukan karat primer.

Pada proses oksidasi (reaksi secara kasar) maka pada tekanan elektro kimia dapat dianggap sebagai hasrat untuk bereaksi.

Reaksi:



Dalam hal ini untuk masing-masing logam yang berbeda-beda akan berlainan sifat-sifatnya.

Ada yang cepat, lambat dan bahkan ada yang tidak dapat berkorosi.

Susunan urutan logam berdasarkan kemuliaannya menurut Nernst dan disebut deretan Nernst, adalah:

K, Na, Ca, Mg, Al, Mn, Zn, Fe, Cd, Ni, Sn, Pb, H, Sb, Cu, Hg, Ag, Au.

Deretan tersebut makin kekanan makin mulia dan sebagai batas kemuliaan logam adalah H.

Untuk menghilangkan terjadinya korosi tidak dapat, hanya dapat dicegah dengan cara menghambat terjadinya korosi atas reaksi-reaksi kimia pembentukan korosi.

Dalam hal ini ada 4 cara pencegahan korosi, yaitu:

1. Perlindungan secara katodis
2. Alkalisasi air ketel
3. Pengusiran oksigen ( $O_2$ )
4. Pembentukan lapisan pelindung.

#### 8.4. 1. Perlindungan secara katodis

Reaksi korosi:



Kalau mempunyai banyak elektron-elektron, maka reaksi akan bergeser ke kiri, berarti metal berada dalam tegangan negatif, maka reaksi akan selalu ke kiri. Hal ini dapat diperoleh dengan memasang metal elektroda pada dinding ketel (dari deretan Nernst kita dapat memilih jenis metal



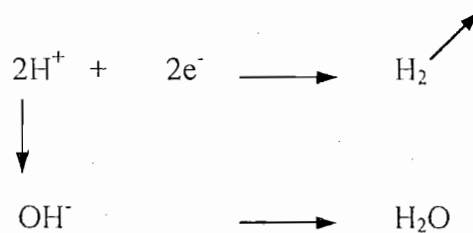
sedemikian hingga dinding ketel merupakan katode sedang electrode itu menjadi anoda).

Maka dengan demikian disekitar dinding ketel terdapat banyak electron, sehingga penguraian  $e^-$  bisa dihindarkan. Dalam hal ini sebagai syarat bahwa beda potensial antara dinding ketel dengan air paling sedikit harus sama dengan potensial penguraian besi, maka di dalam air tidak akan terdapat ion besi, ini berarti proses korosi tidak terjadi.

#### 8.4. 2. Alkalisasi air ketel

Korosi juga dapat dicegah dengan jalan merendahkan konsentrasi ion-ion air.

Teori:

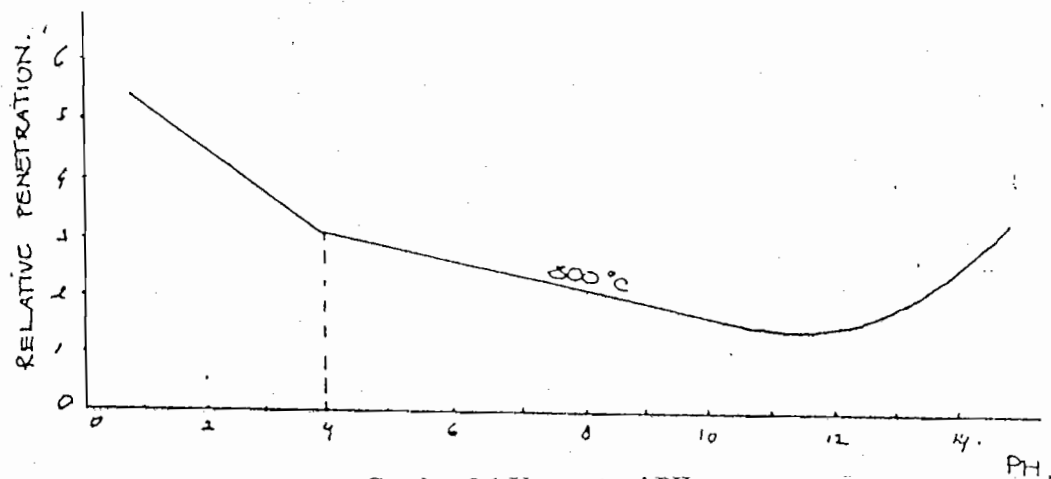


Pencegahan korosi dengan alkalisasi air ketel dapat dikerjakan dengan jalan menambah:

$Na_2CO_3$  (soda kuweh)

Na OH

Sehingga PH dinaikkan menjadi antara 10,55 - 11,00. Bila PH lebih tinggi lagi (>11) mak korosi akan giat lagi.



Gambar 8.1 Konsentrasi PH

PH<3 Kecepatan korosi tinggi.

PH>11 Korosi mulai giat lagi

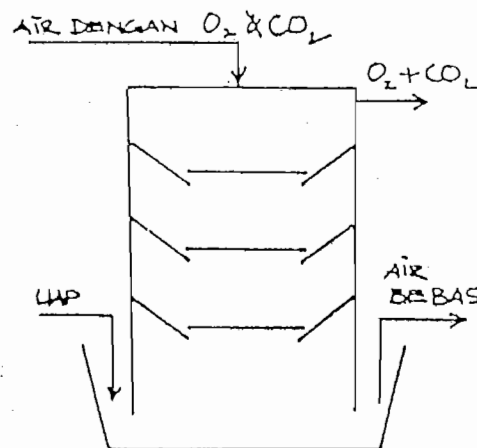
#### 8.4. 3. Pengusiran oksigen (O<sub>2</sub>)

Telah diketahui bahwa proses produksi dalam lingkungan netral itu ditentukan oleh adanya oksigen. Maka pencegahan korosi dapat dilakukan dengan mengusir oksigen. Terutama sekali pada ketel-ketel tekanan tinggi, pengusiran ini sangat penting artinya, sedang pada ketel-ketel tekanan rendah dipakai air yang alkalis, keadaan ini masih dapat dipertanggungjawabkan. Ketel yang bekerja dengan tekanan  $\geq 40$  atm, kadar oksigen hanya boleh sampai kira-kira  $\leq 0,01$  mg/l.

Oksigen dapat diusir dari air dengan cara *chemis* atau fisis. Sering juga dengan cara kimia fisis yaitu dengan cara metode *deaerasi*, jadi air kita panaskan dulu kemudian disemprotkan sehingga terbentuk butir-butir air. Dengan pemanasan kadar oksigen dapat berkurang akan tetapi memerlukan waktu yang lama. Sehingga perlu dipakai metode *deaerasi*, dengan memperbesar tegangan permukaan air.

Disini air dipanaskan dan disemprotkan membentuk butir-butiran air. Untuk memperbesar tegangan muka dari bawah dialirkan uap air dengan tegangan tinggi yang akan mengusir  $\text{CO}_2$  dan  $\text{O}_2$  dari air. Proses ini dapat dipercepat dengan membuat ruangan vaccum.

Dengan cara fisis maka misalnya kadar  $\text{O}_2$  yang masih ada di dalam air antara 0,1 – 0,05 mg/l.

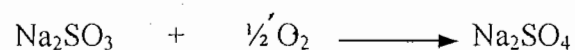


Gambar 8.2. Pengusiran Oksigen

Sedang ketel-ketel dengan tekanan tinggi., keadaan tersebut diatas masih belum memenuhi syarat. Untuk penyempurnaan diperlukan proses kimia dengan menambah  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  dalam air.

Dalam lingkungan alkalis  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  mudah membentuk  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  dengan mengambil  $\text{O}_2$  dari dalam air.

Reaksi:



Cara ini dapat menurunkan kadar  $\text{O}_2$  dalam air sampai 0,05 mg  $\text{O}_2$  /liter air. Air sudah bebas dari  $\text{O}_2$  ini harus diusahakan sekecil mungkin

berhubungan dengan udara. Caranya ialah udara dilewatkan filter mangaan hidroksida Mg (OH)<sub>2</sub> yang alkalis yang dapat mengikat O<sub>2</sub> dari udara.

#### 8.4. 4. Pembentukan lapisan pelindung.

Korosi dapat dicegah dengan jalan membentuk lapisan permukaan metal, misalnya dengan pemberian besi phosphat yang berlebihan ke dalam air ketel. Jadi phosphat ini selain dapat mempertinggi sifat alkalis air, dan mempercepat pembentukan kerak-kerak sulfat, juga dapat dipakai untuk menghindarkan proses korosi diatas permukaan metal.

#### 8. 5. Perhitungan Pompa Air Isian Generator Uap

Untuk pengumpanan air isian pada generator uap dengan menggunakan pompa air.

Persamaan untuk perhitungan pompa air dirumuskan:<sup>30</sup>

- Tekanan kerja pompa yang dibutuhkan:

$$H = \frac{P_1 - P_2}{\rho} \times 144 \text{ ft } H_2O$$

- Debit air:

$$\dot{Q} = m_w \times v$$

- Daya pompa penggerak:

$$BHP = \frac{\dot{Q} \times \rho \times H_p}{550 \times \eta_p}$$

<sup>30</sup> Pompa dan Blower Sentrifugal (terjemahan), Austin H. Church, hal 26

Dimana:

$H$  = tekanan kerja pompa yang dibutuhkan (ft  $H_2O$ )

$H_p$  = tekanan kerja pompa rencana yang dibutuhkan adalah  $=125 \times H$   
(ft  $H_2O$ )

$P_1$  = tekanan kerja pada temperatur air isian masuk = 80 °F (psig)

$P_2$  = tekanan kerja generator uap pada temperatur uap air = 401 °F  
(= 250 psig)

$m_w$  = laju aliran air (lb/h)

$\rho$  = densitas air pada temperatur 80 °F (= 62 lb/ft<sup>3</sup>)

$v$  = spesifik volume pada temperatur 80 °F (= 0,016073 ft<sup>3</sup>/lb)

$\dot{Q}$  = Debit air umpan (ft<sup>3</sup>/s)

BHP = daya motor penggerak (hp)

$\eta_p$  = efisiensi pompa (%)

Diketahui:

$$m_w = 50000 \text{ lb/h; asumsi } \eta_p = 75 \%$$

$$T_1 = 401 \text{ °F} \longrightarrow P_1 = 250 \text{ psig}$$

$$T_2 = 80 \text{ °F} \longrightarrow P_2 = 0,5073 \text{ psig; } v = 0,016073 \text{ ft}^3/\text{lb; } \rho = 62 \text{ lb/ft}^3$$

Dapat dilihat pada tabel 5, Lampiran B.

- Tekanan kerja pompa yang dibutuhkan:

$$H = \frac{250 - 0,5073}{62} \times 144 \text{ ft } H_2O = 579,467 \text{ ft } H_2O$$

$$H_p = 1,2 \times 579,467 = 695,360 \text{ ft } H_2O$$

- Debit air:

$$\dot{Q} = 50000 \times 0,016073 = 803,65 \text{ ft}^3 / \text{h} = 0,223 \text{ ft}^3 / \text{s}$$

- Daya pompa penggerak:

$$BHP = \frac{0,223 \times 62 \times 695,36}{550 \times 0,75} = 23,3 \text{ hp}$$

Jadi pompa air isian yang dipilih adalah pompa air  $\geq 23,3$  hp disesuaikan dengan yang tersedia dipasaran.



## BAB IX

## PERHITUNGAN KEKUATAN DINDING KETEL

Pada perencanaan drum ketel, header, dan pipa-pipa penguap ataupun pipa-pipa superheater haruslah dapat beroperasi dengan baik dan aman.

Untuk menentukan tekanan ijin atau ketebalan dinding drum, header, tabung ketel, ASME *Boiler and Pressure Vessel Code*, sec.1, 1980; menggunakan persamaan sebagai berikut:<sup>31</sup>

Rumus:

$$t_w = \frac{p \cdot d_o}{2S_a \cdot E + 0,8p} + c$$

dimana:

$t_w$  = tebal minimum dinding (in)

$p$  = tekanan yang direncanakan (psig)

$d_o$  = diameter luar pipa, drum, header (in)

$E$  = efisiensi sambungan pada arah memanjang = 0,9

$S_a$  = tegangan yang diijinkan (psi)

$c$  = nilai nominal ijin karena adanya korosi = 0,02 (in)

<sup>31</sup> *Waste Heat Boiler Deskbook*, V.Ganapathy hal 379

Untuk menentukan tekanan ijin atau ketebalan pipa-pipa penguap, ASME *Boiler and Pressure Vessel Code*, sec.1, 1980; menggunakan persamaan sebagai berikut.<sup>32</sup>

Rumus:

$$t_w = \frac{p \cdot d_o}{2S_a + p} + 0,005d_o + e$$

atau

$$p = S_a \left[ \frac{2t_w - 0,01d_o - 2e}{d_o - (t_w - 0,005d_o - e)} \right]$$

dimana:

- $t_w$  = tebal minimum dinding (in)
- $p$  = tekanan yang direncanakan (psig)
- $d_o$  = diameter luar pipa, drum, header (in) =  $d_i + 2t$
- $e$  = faktor kesalahan untuk pipa berulir, jadi biasanya 0.
- $S_a$  = tegangan yang diijinkan (psi)

## 9. 1. Perhitungan ketebalan drum dan header ketel

### a. Drum utama

Apabila data perencanaan adalah sebagai berikut ini:

$$d_o = 60 \text{ in dan } p = 250 \text{ psig}$$

Bahan **SA-285 B** dengan tegangan tarik ijin  $S_a = 12500$  psi, pada temperatur permukaan  $< T = 650$  °F.

$$t_w = \frac{250 \times 60}{2 \times 12500 \times 0,9 + 0,8 \times 250} + 0,02 = 0,68 \text{ in} = 1,73 \text{ cm}$$

<sup>32</sup> Ibid, hal 378

**b. Drum bawah dan drum atas (bukan drum utama)**

Apabila data perencanaan adalah sebagai berikut ini:

$$d_o = 40 \text{ in.}$$

$$p = 250 \text{ psig}$$

Bahan **SA-285 B** dengan tegangan tarik ijin  $S_a = 12500$  psi, pada temperatur permukaan  $< T = 650$  °F.

$$t_w = \frac{250 \times 40}{2 \times 12500 \times 0,9 + 0,8 \times 250} + 0,02 = 0,46 \text{ in} = 1,17 \text{ cm}$$

**c. Header pada pipa-pipa penguap dan ekonomiser**

Apabila data perencanaan adalah sebagai berikut ini:

$$d_o = 20 \text{ in.}$$

$$p = 250 \text{ psig}$$

Bahan **SA-285 B** dengan tegangan tarik ijin  $S_a = 12500$  psi, pada temperatur permukaan  $< T = 650$  °F.

$$t_w = \frac{250 \times 20}{2 \times 12500 \times 0,9 + 0,8 \times 250} + 0,02 = 0,24 \text{ in} = 0,61 \text{ cm}$$

**d. Header pada pipa-pipa superheater**

Apabila data perencanaan adalah sebagai berikut ini:

$$d_o = 20 \text{ in.}$$

$$p = 250 \text{ psig}$$

Bahan **SA-285 B** dengan tegangan tarik ijin  $S_a = 9400$  psi, pada temperatur permukaan  $T = 800$  °F.

$$t_w = \frac{250 \times 20}{2 \times 9400 \times 0,9 + 0,8 \times 250} + 0,02 = 0,31 \text{ in} = 0,8 \text{ cm}$$

## 9. 2. Perhitungan tekanan kerja atau tebal minimum pada bagian-bagian ketel

### a. Bagian evaporator

Diketahui:

$$p' = 250 \text{ psig}$$

$d_o = 3,5$  in dan  $d_i = 3,068$ ; pada schedule 40 dengan harga nominal ketebalan pipa ( $t = 0,216$  in ). Untuk toleransi pabrik sebesar 12,5 % maka tebal minimum pipa ( $t_w$ ) adalah  $0,216 \times (1 - 0,125) = 0,189$  in.

Bahan SA-192 dengan tegangan tarik ijin  $S_a = 11750$  psi, pada temperatur permukaan  $T = 400$  °F.

$$p = 11750 \left[ \frac{2(0,189) - 0,01(3,5) - 2(0)}{3,5 - (0,189 - 0,005(3,5) - 0)} \right]$$

$$p = 1210 \text{ psig}$$

Pada analisa diperoleh tekanan kerja yang diijinkan adalah sebesar 1210 psig, sedangkan tekanan kerja yang dibutuhkan ketel adalah 250 psig. Jadi perencanaan pipa-pipa uap ini bisa digunakan dengan aman.

Atau, dengan analisa ketebalan pipa

$$t_w = \frac{250 \times 3,5}{2(11750) + 250} + 0,005(3,5) = 0,054 \text{ in}$$

Pada perencanaan digunakan  $t_w = 0,189$  in sedangkan berdasarkan perhitungan diperoleh harga  $t_w$  ijin = 0,054 in. Jadi dapat disimpulkan juga bahwa perencanaan pipa uap ini bisa digunakan dengan aman.

**b. Bagian ekonomiser**

Diketahui:

$$p' = 250 \text{ psig}$$

$d_o = 2 \text{ in}$  dan  $d_i = 1,77$ ; pada schedule 40 dengan harga nominal ketebalan pipa ( $t = 0,115 \text{ in}$ ). Untuk toleransi pabrik sebesar 12,5 % maka tebal minimum pipa ( $t_w$ ) adalah  $0,115 \times (1 - 0,125) = 0,101 \text{ in}$ .

Bahan SA-192 dengan tegangan tarik ijin  $S_a = 11750 \text{ psi}$ , pada temperatur permukaan  $T = 400 \text{ }^\circ\text{F}$ .

$$t_w = \frac{250 \times 2}{2(11750) + 250} + 0,005(2) = 0,031 \text{ in}$$

Pada perencanaan digunakan  $t_w = 0,101 \text{ in}$  sedangkan berdasarkan perhitungan diperoleh harga  $t_w$  ijin = 0,031 in. Jadi dapat disimpulkan juga bahwa perencanaan pipa uap ini bisa digunakan dengan aman.

**c. Bagian superheater**

Diketahui:

$$p' = 250 \text{ psig}$$

$d_o = 3,5 \text{ in}$  dan  $d_i = 3,068$  pada schedule 40 dengan harga nominal ketebalan pipa ( $t = 0,216 \text{ in}$ ). Untuk toleransi pabrik sebesar 12,5 % maka tebal minimum pipa ( $t_w$ ) adalah  $0,216 \times (1 - 0,125) = 0,189 \text{ in}$ .

Bahan SA-192 dengan tegangan tarik ijin  $S_a = 9000 \text{ psi}$ , pada temperatur permukaan  $T = 800 \text{ }^\circ\text{F}$ .

$$t_w = \frac{250 \times 3,5}{2(9000) + 250} + 0,005(3,5) = 0,066 \text{ in}$$

Pada perencanaan digunakan  $t_w = 0,189$  in sedangkan berdasarkan perhitungan diperoleh harga  $t_w$  ijin = 0,066 in. Jadi dapat disimpulkan juga bahwa perencanaan pipa uap ini bisa digunakan dengan aman.

### 9.3. Perhitungan konstruksi pendukung drum

Konstruksi pendukung yang akan dirancang adalah berbentuk terbuka (openings), seperti gambar dibawah:

Asumsi: berat beban (berat drum) adalah 10 ton dan dengan panjang drum adalah 15 ft. serta posisi pendukung drum berada di kedua ujung drum.

#### Menghitung beban yang didukung oleh titik A dan titik B.

$$R_a + R_b = R_t ;$$

dimana pada beban merata titik pusat inersia massa berada ditengah-tengah beban/batang maka  $R_a$  dan  $R_b$  dianggap sama.

Sehingga besarnya beban yang didukung dititik A dan B adalah:

$$2R_{ab} = R_t$$
$$R_{ab} = \frac{10 \text{ ton}}{2} = 5 \text{ ton}$$

Jadi masing-masing kerangka/konstruksi dibebani sebesar 5 ton, karena beban cukup berat maka pada saat pembuatan konstruksi haruslah benar-benar diperhatikan bahwa konstruksi tersebut telah aman.

## BAB X

### OPERASI DAN PERAWATAN

Tujuan perawatan adalah untuk memaksimalkan produksi tenaga, ketersediaan setiap saat, keamanan dan kualitas namun dengan pertimbangan meminimumkan biaya dan pengaruhnya terhadap lingkungan.

Sebelum terbentuk program perawatan yang handal, maka langkah-langkah komprehensif harus dilakukan. Unit generator uap terdiri dari berbagai komponen yang harus dapat bekerja sama, karena itu kerusakan salah satu komponen akan berakibatkan masalah kecil atau besar, terhadap komponen-komponen lain yang pada gilirannya akan mempengaruhi unit secara keseluruhan.

Langkah pertama yang harus dilakukan adalah mengerti dan memahami potensi permasalahan dari komponen untuk membuat dan mengembangkan respon/tindakan yang semestinya.

Secara sistematis ini dapat dilakukan dengan membuat *Failure Mode Evaluation Chart* (FMEC) yang berisi mode kerusakan untuk masing-masing komponen berdasarkan efeknya terhadap:

- Keamanan (*safety*)
- Konsekuensi operasi (*Operational Consequences*)
- Tingkat penurunan produksi (*Degradation of Production*)
- Pengaruh lingkungan (*Impact on The Environment*)

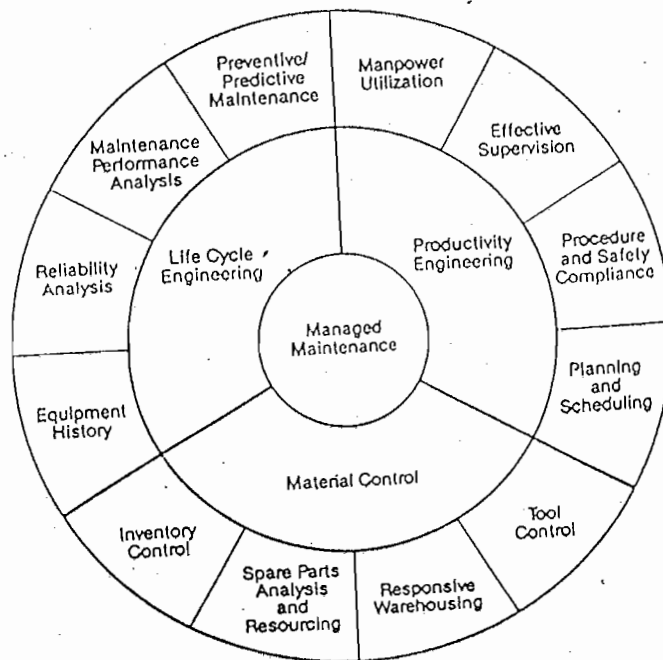
Uraian tersebut dibentuk sejalan dengan kemungkinan penyebabnya serta cara mendeteksinya.

**1. Corrective Maintenance Procedures**

Diambil untuk mengembalikan kondisi rusak suatu komponen atau sistem pada keadaan kerja. Untuk jalur ini keputusan yang ada, biasanya melibatkan pengantian atau perbaikan komponen tersebut yaitu berupa *maintenance action*.

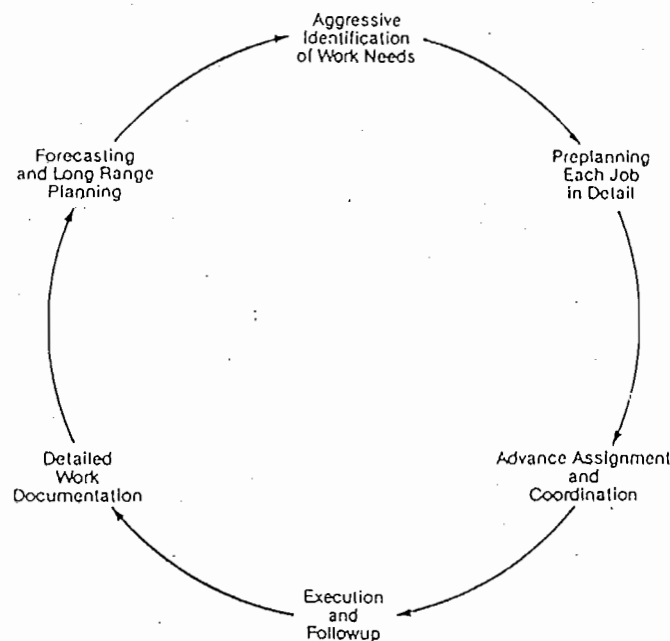
**2. Preventive Maintenance Procedures**

Adalah kegiatan yang dilakukan untuk menghindari atau meminimumkan kemungkinan kerusakan. *Preventive Actions* mengacu pada *Time-Directed* atau *Condition-Directed*. *Time-Directed* adalah *maintenance action* yang dilakukan terhadap suatu komponen atau sistem dengan dasar karena dapat didefinisikan atau diketahui secara cukup baik umur penggunaannya (*life expectancy*). Atau dapat juga dengan dasar karean terlalu mahal biayanya bila dilakukan *life-expectancy*-nya dibanding langsung dilakukan penggantian.





Untuk setiap saat dapat mempertahankan segala sesuatu yang sudah lancar dan memperbaiki hal-hal yang sekiranya perlu diperbaiki/diperlancar, maka kaedah proses *flow* dalam proses perawatan (*maintenance*) dapat digunakan sebagai berikut:



Adapun *condition-directed activities* adalah tindakan sesuai keperluan yang dilakukan berdasarkan beberapa kondisi teramati ataupun terukur (analisis). Kondisi-kondisi ini dapat terdeteksi pada inspeksi atau *testing* saat *in-service* (generator uap saat beroperasi) atau juga saat *out-service* atau dapat juga kondisi tersebut diperoleh berdasarkan hasil suatu *predictive maintenance program*.

Sebagai contoh aktivitas *condition-directed* adalah pengantian *regenerative* air heater seal yang didasari pengamatan naiknya oksigen pada sisi gas dari

air-heater tersebut atau penggantian bantalan fan karena adanya fibrasi yang kentara dari analisa fibrasi. Jadi semua berdasar pengontrolan/pengawasan.

*Predictive maintenance program* dapat menduga berdasar analisis, kapan suatu komponen perlu tindakan perawatan. Bila semua CFM tiap komponen digabungkan, maka terbentuklah maintenance program untuk seluruh plant atau fasilitas generator uap yang dimaksud.

Saat dilakukan *maintenance action*, maka manajemen program terlibat pada pengontrolan dan pengukuran efektivitas, karena action tersebut melibatkan 3 elemen; *material, personel* maupun *teknologi* yang dengan demikian melibatkan biaya.

Suatu organisasi *maintenance* harus mampu untuk meng-identifikasi, merencanakan, mengorganisasi, memilih serta mengontrol kombinasi yang tepat dari ketiga komponen tersebut.

Dapat digambarkan disini suatu *maintenance* yang ter-manage (MMP = *Managed Maintenance Program*) dengan baik yang pada intinya berisi prosedur-prosedur yang terdefiniskan dengan baik yang mengarahkan proses maupun aliran maintenance action dan peralatan yang ditopang oleh *system database* yang terprogram komputer yang akan mendukung dan mengusahakan proses-proses operasi secara lancar.

Keberhasilan implementasi MMP bergantung pada tiga hal:

1. kondisi awal dari suatu fasilitas (dalam hal ini generator uap plant)
2. tujuan yang ditetapkan (set) oleh *management*
3. motivasi dari personal yang terlibat

Seberapa jauh keberhasilan peningkatan yang diharapkan dengan implementasi MMP tersebut dapat diperkirakan berdasar *record* yang telah dilakukan oleh Babcock dan Wilcox, yaitu:

<i>Area of Implementation</i>	<i>Range of Improvement</i>
• <i>Availability</i>	0.5 – 5 %
• <i>Worker Productivity</i>	25 – 100 %
• <i>Overtime</i>	<i>Reduced to &lt; 5 %</i>
• <i>Cost of maintenance</i>	<i>Reduced by 10 - 40 %</i>

Bila MMP ini dilaksanakan setiap saat, maka jadilah *routine maintenance*.

Secara garis besar, *routine maintenance* untuk suatu plant generator uap dapat dilakukan dalam keadaan beroperasi (*In-service maintenance*) dan pada keadaan tidak beroperasi (*Outage routine maintenance*). Pekerjaan-pekerjaan yang utama dilakukan pada keadaan tersebut adalah sebagai berikut:

### 1. *In-service routine maintenance*

#### a. *Furnace and setting*

Untuk mencegah *explosion furnace*:

- *Up-to-date operating procedure and operation training.*
- Pengecekan secara routine combustion monitoring equipment oleh personel operasi atau perawatan.
- Deteksi bahan bakar tak terbakar dalam gas panas.
- Mengusahakan dan memonitor perbandingan udara dan bahan bakar yang tepat.

b. *Pressure parts* (tekanan bagian)

Proteksi tekanan bagian (*pressure part*) dari *thermal stress* yang berlebihan atau *overheating*.

- Pengecekan relief *pressure valve*.
- Pengecekan *water level instrument*.
- *Monitoring* dan *maintaining feed water*.

c. *Monitoring temperature*

*Proper maintain*

- metal temperature *instrument*.
- gas temperature *instrument*
- *steam and water temperature instrument*

d. *Monitoring pressure*

*Periodic maintenance and operational check*

- tekanan air dan uap
- diferensial tekanan *furnace*

e. *Maintaining for efficiency*

Dengan memperhatikan *losses* yang terjadi

- *Observasi dry gas losses* dengan dua parameter temperatur dan berat gas keluar dari cerobong *observasi losses* bahan bakar tak terbakar pada ash pit dan juga *fly ash*.

## 2. *Outage Routine maintenance*

### a. Pembersih dan inspeksi internal

Untuk unit tekanan rendah

- inspeksi kebocoran drum
- inspeksi *crack*

Untuk unit tekanan tinggi

- Inspeksi dan pembersihan deposit
- *crack* dan kebocoran

### b. Pembersihan luar

Dapat dilakukan

- pembersihan akumulasi ash
- skala pada bagian luar pipa

### c. Inspeksi luar

Dilakukan terutama pada

- tube terhadap *overheating*
- tube terhadap erosi dan korosi
- tube terhadap *slagging* atau *fouling deposit*
- preparasi bahan bakar dan peralatan bakar
- *refractory*
- *flue, ducts, dumpers* serta *windboxes*
- isolasi dan *casing*
- *instrument* dan kontrol

## d. Repair (reparasi)

Untuk *pressure part*

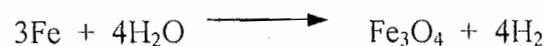
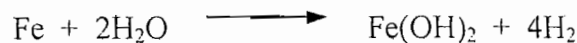
- *repair by welding*
- penggantian bagian dari tube
- *seal welding*

Untuk *non-pressure part*

- *pulvelizer maintenance*
- *air heater maintenance*
- *sootblowers*
- *rotating machinery*

**Water Treatment untuk drum****Korosi pada boiler**

Korosi muncul dalam berbagai jenisnya. *Water treatment*, dimaksud untuk antara lain mencegah korosi pada sistim generator uap. Sebagian besar metal akan membentuk korosi oxide atau korosi hydroxide bila bersinggungan dengan air.



Hampir pada setiap kondisi operasi boiler, lapisan oxide yang membentuk lapisan tipis dipermukaan metal akan mencegah metal tersebut terkorosi lebih lanjut. Layer ini harus terbentuk dan dipertahankan untuk mencegah hampir semua jenis korosi yang lain.

- **Korosi *uniform*:**

Ini merupakan korosi yang paling umum diderita oleh metal generator uap dan tentu saja mengurangi tebal dinding atau metalnya. Layer ini dapat bersifat *protective* tapi dapat juga bersifat *non-protective*. Jenis *protective* misal terbentuknya lapisan magnetite ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ) yang bersifat catu korosinya menurun terhadap waktu dan akhirnya catu korosinya akan konstan. Pada *non-protective* sebaliknya catunya akan besar dan konstan terhadap waktu. Untuk jenis *protective*, karena menipisnya metal itu *uniform* serta dengan kecepatan yang dapat diprediksikan, maka jenis korosi *protective* ini sudah dapat diperkirakan dan dimasukkan dalam proses *design*-nya.

- **Gangguan *pitting*:**

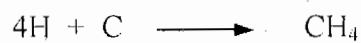
*Pitting* terjadi jika lapisan *protective oxide* (korosi) pecah di suatu titik (local), yang karena itu terjadi sisi korosi aktif (anode) yang menjadikan korosi berlangsung cepat di titik yang pecah tersebut.

- **Gangguan *galvanic*:**

Jika dua metal yang berlainan disambung dan bersinggungan dengan fluida yang korosif, maka terjadi suatu sel *galvanic*. *Galvanic* sel membentuk potensial listrik antara kedua metal yang berbeda tersebut. Karena itu aliran listrik terbentuk yang menyebabkan proses korosi dipercepat disalah satu metal, sedang metal yang lain tidak (terprotek). Kecepatan korosi ini bergantung pada beda potensial yang terjadi, permukaan metal dan juga konduktivitas dari fluida korosif tersebut.

- **Hydrogen damage**

Mekanisme ini dapat terjadi missal adanya crack yang terjadi di lapisan scale sehingga penetrasi H<sub>2</sub>O kedalam akan menyentuh Fe dari metal sehingga terbentuk Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> ditambah 8H. Hydrogen akan keluar dan juga sebagian masuk, dan bila metal tersebut adalah baja karbon maka hydrogen inward tersebut akan membentuk methane gas dengan carbon yang ada sebagai berikut:



- **Stress corrosion cracking**

Stress ini terjadi pada kondisi dibawah yield streng dari bahan. Stress ini terjadi karena kombinasi yang kompleks dari material, lingkungan dan tingkat stress yang ada.

Berbagai gangguan antara lain karena Caustic (caustic attack), acid attack.

- **Corrosion fatigue**

Korosi *fatigue* dapat terjadi karena kombinasi dari sifat *stress*, lingkungan dan material. Juga terjadi karena *thermal cycling*.

### **Batas-batas kualitas air**

*Internal treatment*, dengan jalan injeksi, dimaksud untuk mencegah terbentuknya formasi deposit yang disebabkan oleh *hardness constituents* dan juga untuk memberikan pH yang diperlukan guna mengontrol / mencegah korosi.

Saat tekanan naik pada boiler maka perlu diwaspadai terbawanya *contaminant solids* ke pipa-pipa superheater ataupun turbin. *Solid* tersebut terbawa di dalam aliran uap melalui dua mekanisme:

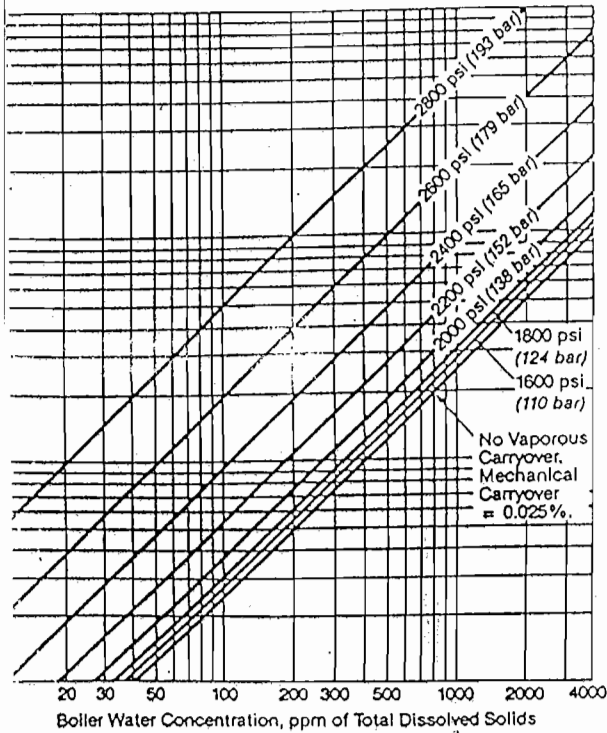


- *mechanical carry over* dari droplet air yang ada dalam uap.
- *Vaporious carry over* seperti silica di dalam uap

Beberapa batas kualitas tersebut antara lain direkomendasikan secara garis besar sebagai berikut:(seperti pada gambar).

*Internal treatment* yang dilakukan untuk mengusahakan itu antara lain:

- *Hydroxide treatment*: menambah NaOH beberapa ppm untuk mengontrol pH. Biasanya dilakukan pada boiler dengan tekanan rendah.
- *Phosphate treatment*: dimaksud untuk memisahkan hardness constituent (seperti calscium phosphate) dari air. Biasanya dilakukan untuk boiler dengan tekanan dibawah 1000 psi. (65bar)
- *Coordinated and congruent phosphate treatment*: untuk memberikan alkalinitas pada air yaitu untuk meminimalkan free sodium hydroxide dan potensinya untuk korosi jika terkonsentrasi pada deposit.
- *Equilibrium phosphate*: yang berusaha untuk mengontrol tingkat phosphate yang ada pada kondisi stabil.
- Penggunaan *chelant*: suatu *organic agent* yang mengikat *divalent* ion seperti kalsium, magnesium menjadi *soluble complex* untuk dibuang menggunakan *blowdown* (pada tekanan dibawah 1000 psi)
- *Polymer tretment* : Untuk mengontrol *hardness* dan *iron oxide deposition*.



solids in steam versus dissolved solids in boiler water.

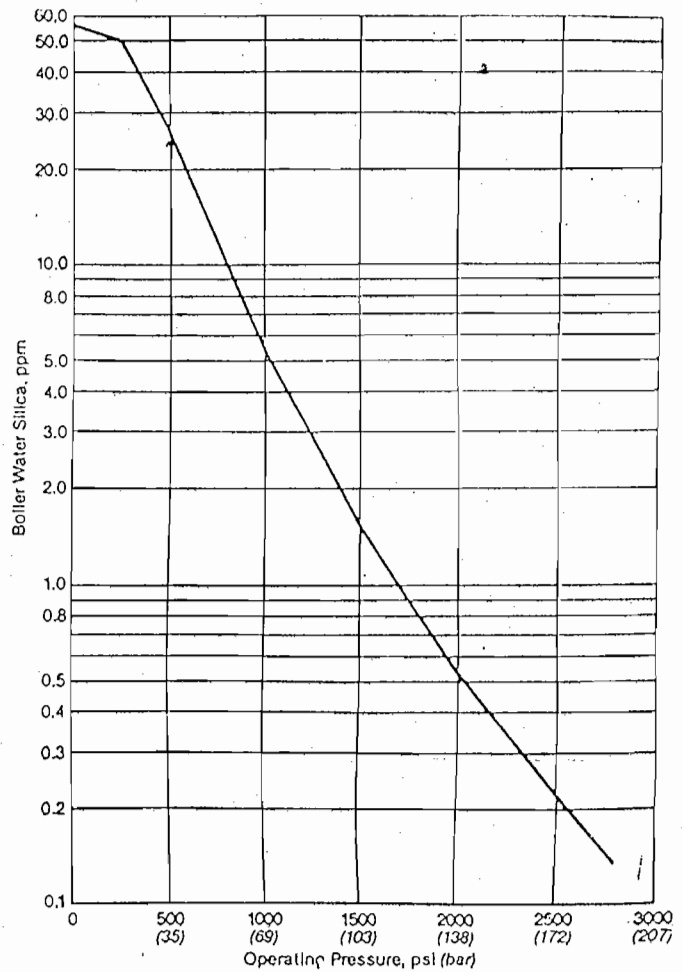


Fig. 9 Recommended maximum silica concentrations in boiler water at pH 9.5 (drum-type boilers).

Operating Pressure	Below 600 psi	600 to 1000 psi	1000 to 2000 psi	Above 2000 psi
Total solids, ppm	---	---	0.15	0.05
Iron, ppm	0.1	0.05	0.01	0.01
Copper, ppm	0.05	0.03	0.005	0.002
Oxygen, ppm	0.007	0.007	0.007	0.007
pH	8.0 to 9.5	8.0 to 9.5	8.5 to 9.5	8.8 to 9.5*
Total hardness as CaCO <sub>3</sub>	0	0	0	0
Cl <sup>-</sup>	0	0	0	0

8.8 to 9.2 with copper alloy feedwater heaters.  
9.2 to 9.5 with steel feedwater heaters.

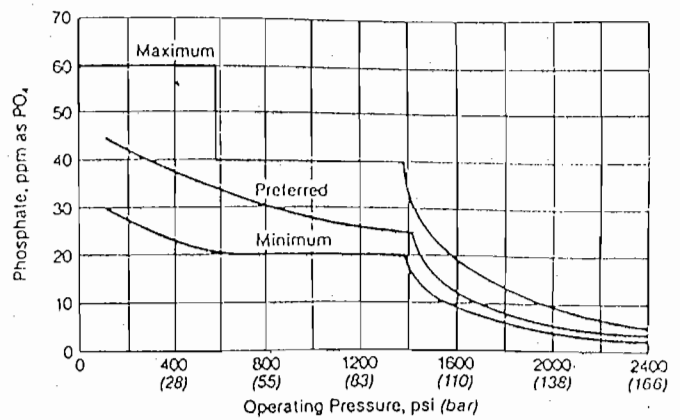


Fig. 11 Recommended phosphate concentration in boiler water at various boiler operating pressures (phosphate-hydroxide treatment).

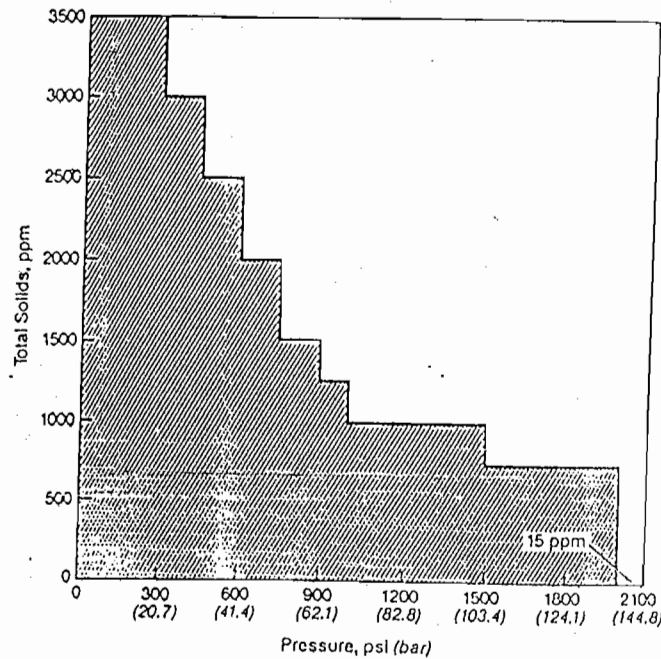


Fig. 10 Maximum total boiler water solids limits required to limit carryover. Above 2000 psi, total solids limits are set on a case by case basis depending on the desired carryover guarantee.

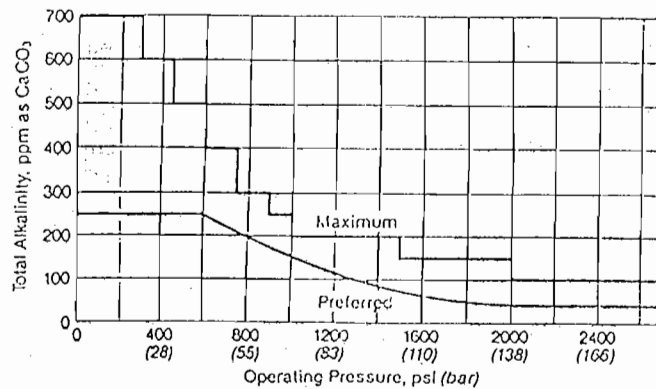


Fig. 12 Recommended alkalinity of boiler water at various boiler operating pressures (phosphate-hydroxide treatment).

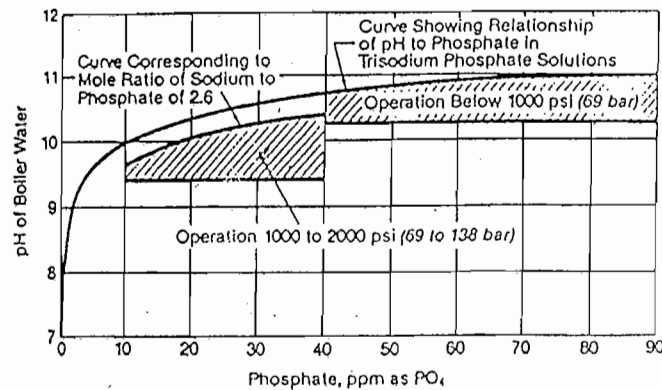
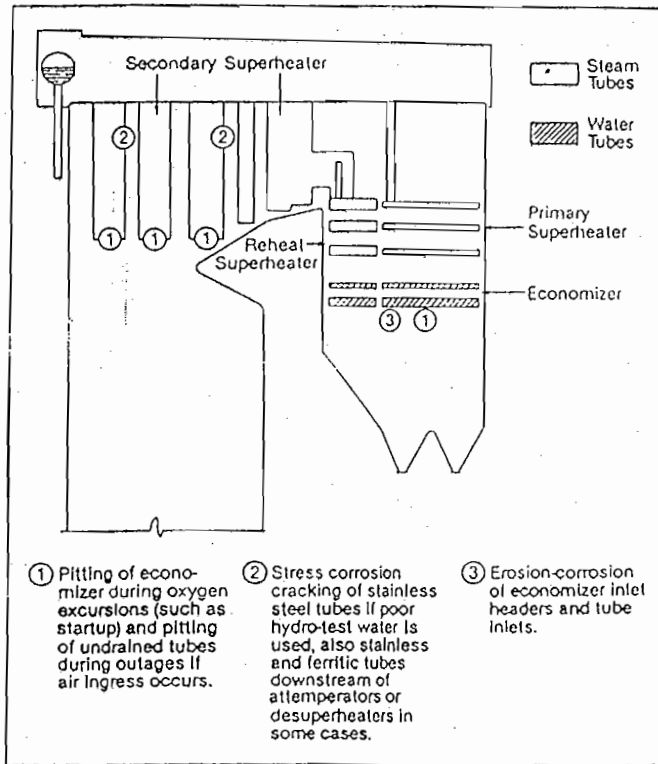


Fig. 13 Recommended phosphate content of boiler water for drum-type boilers using coordinated phosphate treatment below 2000 psi.



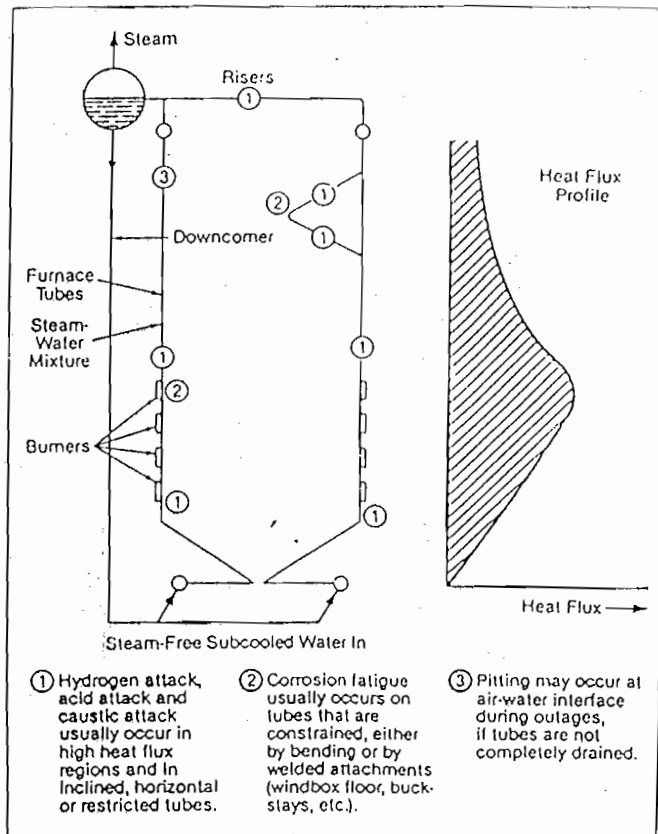
Table 5  
Summary of Water-Side Corrosion in Utility  
and Industrial Boilers

Type of Corrosion	Examples in Boilers	Remedial Action
Uniform	Oxidation in steam Oxidation in water throughout entire boiler	None required
Pitting	Oxygen pitting of economizer	Lower oxygen in feed-water Auxiliary deaerated during startup
	Oxygen pitting of undrained tubes during outages	Use nitrogen blanket, fill with treated water, drain while hot
Hydrogen damage	Waterwall tube window blowouts	Control water chemistry to prevent low pH, limit Cl, etc., remove tube deposits
Stress cracking	Stainless steel superheater/reheater tubes	Avoid water carry-over, control hydrotest methods, flush after cleaning
	Ferritic steam tubes	Control attemperator water
Caustic attack	Grooving or gouging of waterwall tubes under deposits fouled surfaces	Chemically clean the boiler, control water chemistry, avoid steam blanketing, reduce hideout, monitor H <sub>2</sub>
Acid attack	Waterwall tubes	Control water chemistry, watch for chemical hideout, chemically clean the boiler, monitor H <sub>2</sub>
Corrosion fatigue	Cracking of waterwall tubes near welded attachments	Minimize number of starts/stops, minimize constraints on tubes, lower dissolved oxygen on starts
Erosion-corrosion	Economizer headers and tube inlets	Use resistant materials, minimize flow velocity



- ① Pitting of economizer during oxygen excursions (such as startup) and pitting of undrained tubes during outages if air ingress occurs.
- ② Stress corrosion cracking of stainless steel tubes if poor hydro-test water is used, also stainless and ferritic tubes downstream of attemperators or desuperheaters in some cases.
- ③ Erosion-corrosion of economizer inlet headers and tube inlets.

Fig. 34 Boiler convection pass showing typical locations of various types of water-side corrosion.



- ① Hydrogen attack, acid attack and caustic attack usually occur in high heat flux regions and in inclined, horizontal or restricted tubes.
- ② Corrosion fatigue usually occurs on tubes that are constrained, either by bending or by welded attachments (windbox floor, buckslays, etc.).
- ③ Pitting may occur at air-water interface during outages, if tubes are not completely drained.

Fig. 33 Typical locations of various types of water-side corrosion in a boiler furnace water circuit.

## BAB XI

### PENUTUP

Kapasitas	: 50.000 lb/jam.
Temperatur	: 800 °F.
Tekanan	: 250 psig.
Jenis uap	: uap panas lanjut
Temperatur air umpan	: 80 °F
Bahan bakar	: Batu bara.
Jenis generator uap	: Generator Uap Berpipa Terjal ( <i>Three drum boiler</i> )
Sistim pengaturan	: Pengaturan otomatis
Diameter drum utama	: 60 in = 1524 mm.
Diameter drum bawah	: 40 in = 1016 mm.
Diameter drum atas bukan drum utama	: 40 in = 1016 mm.
Panjang drum	: 15 ft = 4572 mm.
Bahan drum	: SA-285 B
Efisiensi	: 85 %.
Daya fan	: 5,826 hp
Tinggi cerobong	: 45 m.
Pompa air isian	: 24 hp
Header	: 20 in = 508 mm.
Bahan header	: SA-285 B

## Rincian dari bagian-bagian penting generator uap

## 1. Dapur

Dimensi dapur : 12 ft x 15 ft x 25 ft  
3657,6 x 4572 x 7620 mm.

## 2. Pipa terjal

Diameter luar pipa : 3.5 in (88,9 mm); skedul no 40

Jumlah pipa arah melebar : 12 pipa/baris

Jumlah baris pipa terjal : 2 baris

Panjang pipa : 15 ft = 4572 mm.

Jarak antar pipa : 7 in = 177,8 mm.

## 3. Superheater

Jumlah pipa arah melebar : 12 pipa/baris

Jumlah baris pipa terjal : 14 baris

Panjang pipa : 10 ft = 3048 mm.

Jarak antar pipa : 7 in = 177,8 mm.

Diameter luar pipa : 3.5 in(88,9 mm); skedul no 40

Bahan pipa : SA-192

4. *Tube banks*

Dimensi *tubes banks* : 12.5 ft x 15 ft x 12.5 ft  
3810 x 4572 x 3810 mm.

Diameter luar pipa : 3.5 in(88,9 mm); skedul no 40

Jumlah pipa arah melebar : 24 pipa/baris

Jumlah baris pipa terjal : 23 baris

Panjang pipa	: 12.5 ft = 3810 mm.
Jarak antar pipa	: 7 in = 177,8 mm.
Diameter luar pipa	: 3.5 in (88,9 mm); skedul no 40
Bahan pipa	: SA-192

#### 5. Ekonomiser

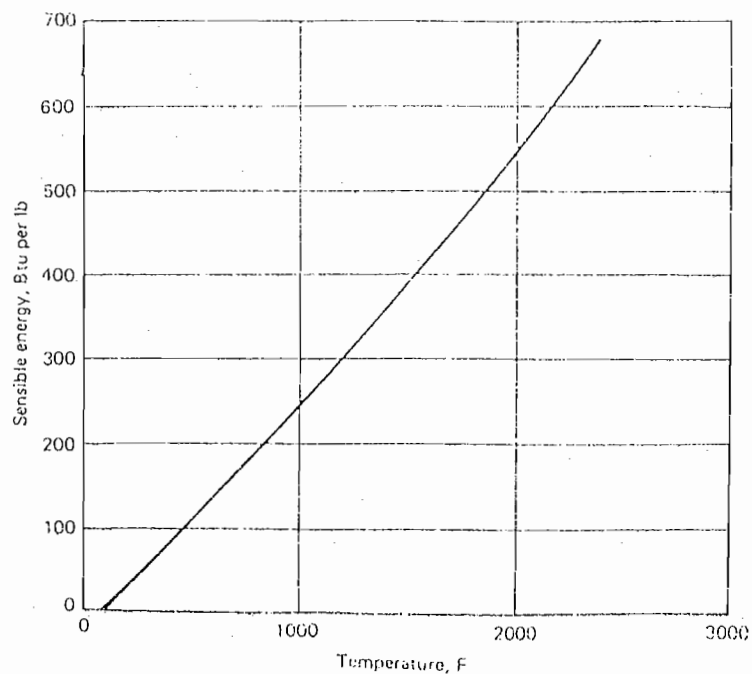
Jumlah pipa arah melebar	: 12 pipa/baris
Jumlah baris pipa terjal	: 15 baris
Panjang pipa	: 10 ft = 3048 mm.
Jarak antar pipa	: 4 in = 101,6 mm.
Diameter luar pipa	: 2 in = 50,8 mm.
Diameter luar pipa	: 1.77 in = 45 mm.
Bahan pipa	: SA-192



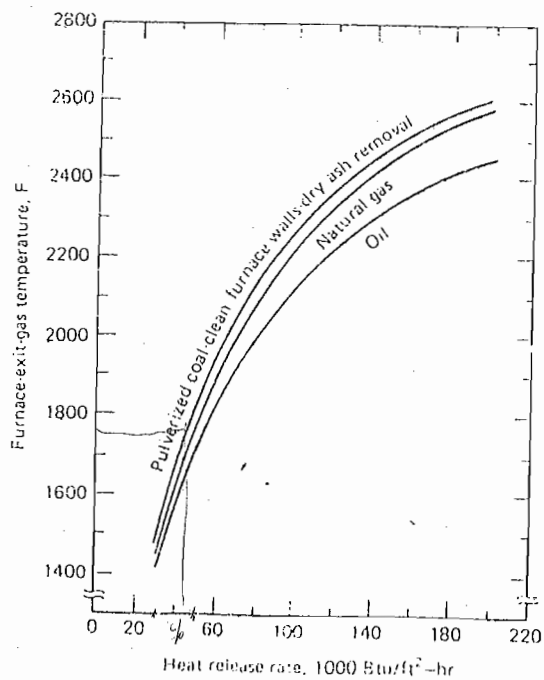
## DAFTAR PUSTAKA

1. Anonim, 1994, *Diktat Peningkatan Efisiensi Boiler*, PT Binakarya Nusakarsa.
2. Anonim, *Diktat Treatment dan Chemical For Boiler Water System*, PT Pertamina UP II Dumai.
3. Anonim, *Property tables, Figures, and Charts*
4. Gunn. D, 1989, *Industri Boilers*, John Willey & Sons, Inc., New York.
5. Babcock & Wilcox, *Steam its generation and use*, 161 East 42<sup>nd</sup> New York, N.Y,10017
6. Djokosetyardjo. M. J, *Ketel Uap*, Cetakan ketiga, PT Pradnya Paramita, Jakarta, 1993.
7. Ganapathy.V, 1991, *Waste Heat Boiler Deskbook*, The fairmont Press, inc., Lilburn, GA 30247.
8. Haat. L, 1984, *NBS/NRC Steam Tables*, Hemisphere Publishing Corporation, New York.
9. Holman. J. P, 1995, *Perpindahan Kalor*, edisi keenam, penerbit Erlangga, Jakarta.
10. Kamal. S, *Diktat Generator Uap dan Gas*, Universitas Sanata Dharma.
11. Kreith. F, 1986, *Prinsip-prinsip Perpindahan Panas*, Edisi ketiga, penerbit Erlangga, Jakarta.
12. Li.W & Priddy, 1985, *Power Plant System Design*, John Willey & Sons, Inc., New York.

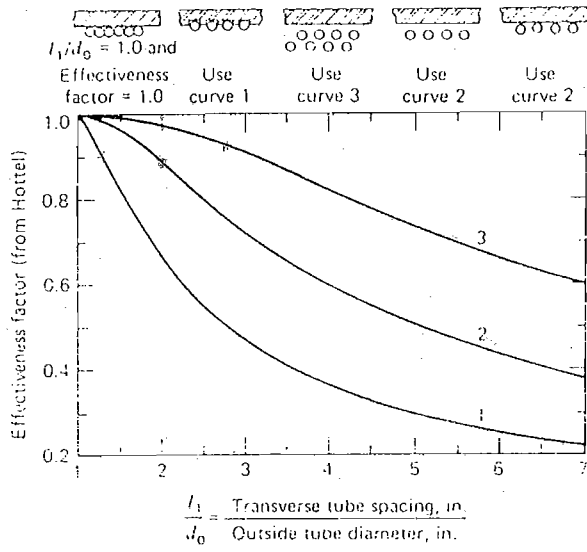
## LAMPIRAN A



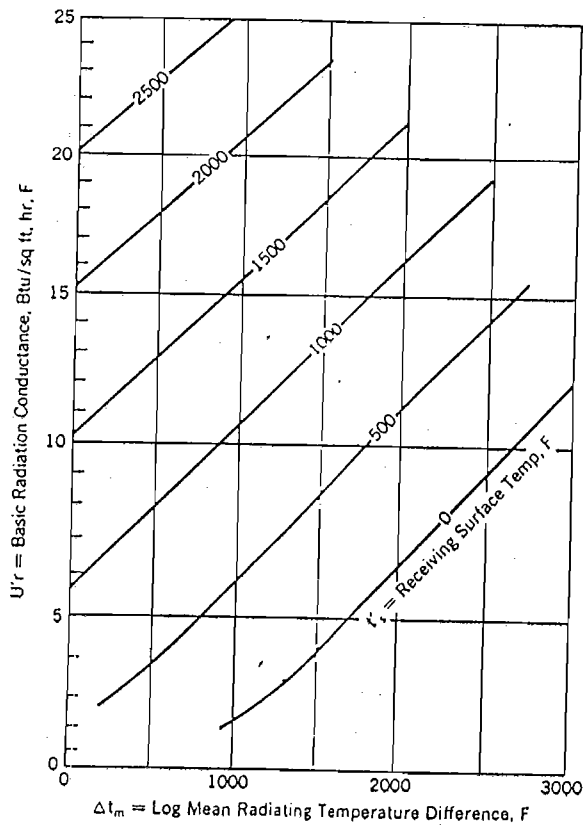
Grafik 1. Approximate flue gas enthalpy in terms of temperature



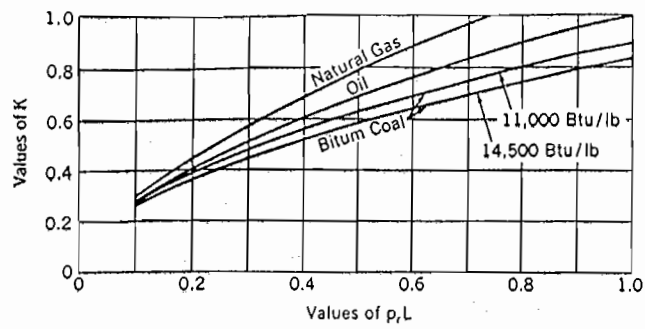
Grafik 2. Approximate relationships of furnace exit gas temperature to heat release rate (Courtesy Babcock & Wilcox)



**Grafik 3. Furnace-wall surface effectiveness**  
(Courtesy Babcock & Wilcox)



**Grafik 4. Basic radiation conductance  $U'_r$ , vs log mean temperature difference,  $\Delta t_m$ , and receiving surface temperature,  $t'_s$ .**



**Grafik 5. Effect of fuel and mean radiating length on radiation conductance**

## LAMPIRAN B

Tabel 1. Gas Properties

Carbon dioxide				Water vapor			
temp	$C_p$	$\mu$	k	temp	$C_p$	$\mu$	k
200	.2162	.0438	.0125	200	.4532	.0315	.0134
400	.2369	.0544	.0177	400	.4663	.0411	.0197
600	.2543	.0645	.0227	600	.4812	.0506	.0261
800	.2688	.0749	.0274	800	.4975	.0597	.0326
1000	.2807	.0829	.0319	1000	.5147	.0687	.0393
1200	.2903	.0913	.0360	1200	.5325	.0773	.0462
1400	.2980	.0991	.0400	1400	.5506	.0858	.0532
1600	.3041	.1064	.0435	1600	.5684	.0939	.0604
1800	.3090	.1130	.0468	1800	.5857	.1019	.0678
2000	.3129	.1191	.0500	2000	.6019	.1095	.0753

Nitrogen				Oxygen			
temp	$C_p$	$\mu$	k	temp	$C_p$	$\mu$	k
200	.2495	.0518	.0189	200	.2250	.0604	.0186
400	.2530	.0633	.0212	400	.2332	.0716	.0229
600	.2574	.0694	.0249	600	.2404	.0823	.0272
800	.2624	.0776	.0279	800	.2468	.0924	.0313
1000	.2678	.0854	.0309	1000	.2523	.1021	.0352
1200	.2734	.0927	.0339	1200	.2570	.1111	.0389
1400	.2791	.0996	.0369	1400	.2611	.1197	.0425
1600	.2846	.1061	.0399	1600	.2647	.1278	.0460
1800	.2897	.1122	.0429	1800	.2678	.1353	.0492
2000	.2942	.1178	.0459	2000	.2705	.1423	.0523

Air (dry)

Flue gas

temp	$C_p$	$\mu$	k	temp	$C_p$	$\mu$	k
200	.2439	.0537	.0188	200	.2570	.0492	.0174
400	.2485	.0632	.0221	400	.2647	.0587	.0211
800	.2587	.0809	.0287	800	.2800	.0763	.0286
1200	.2696	.0968	.0350	1200	.2947	.0922	.0358
1600	.2800	.1109	.0412	1600	.3080	.1063	.0429
2000	.2887	.1232	.0473	2000	.3190	.1188	.0499

(% vol CO<sub>2</sub> = 12, H<sub>2</sub>O = 12, N<sub>2</sub> = 70, O<sub>2</sub> = 6)

Table 2. Dimensions of Steel Pipe (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/4	0.405	40*	0.269	0.058	0.103	0.079	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 3/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2 1/2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3 1/2	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.0	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.000	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.253	6.09	94.7

$S_r/d$	1.25		1.5		2		3	
$S_L/d$	B	N	B	N	B	N	B	N
<b>Staggered</b>								
1.25	0.518	0.556	0.505	0.554	0.519	0.556	0.522	0.562
1.50	0.451	0.568	0.460	0.562	0.452	0.568	0.488	0.568
2.0	0.404	0.572	0.416	0.568	0.482	0.556	0.449	0.570
3.0	0.310	0.592	0.356	0.580	0.44	0.562	0.421	0.574
<b>In-line</b>								
1.25	0.348	0.592	0.275	0.608	0.100	0.704	0.0633	0.752
1.50	0.367	0.586	0.250	0.620	0.101	0.702	0.0678	0.744
2.0	0.418	0.570	0.299	0.602	0.229	0.632	0.198	0.646
3.0	0.290	0.601	0.357	0.584	0.374	0.581	0.286	0.608

Table 3. Grimson's Values of B and N

**Table 4**

**Tube materials—maximum allowable stress values for ferrous materials, pounds per square inch**  
 (Values are per code case 1508-1 for ASME Section 1, Power Boilers)

Spec Number	Grade	Nominal Composition	Spec Min Tensile	Notes	For metal temperatures, F, not exceeding																
					-20 to 100	300	400	-20 to 400	500	600	650	700	800	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500	
<b>Seamless carbon steel</b>																					
SA-192	—	—	(47,000)	(1)(6)	—	—	—	11,750	11,750	11,750	11,750	11,500	9,000	5,000	1,500	—	—	—	—	—	
SA-210	A-1	—	60,000	(1)	—	—	—	15,000	15,000	15,000	15,000	14,350	10,800	5,000	1,500	—	—	—	—	—	
SA-210	C	—	70,000	—	17,500	17,500	17,500	—	17,500	17,500	17,500	16,600	12,000	5,000	1,500	—	—	—	—	—	
<b>Seamless alloy steel</b>																					
SA-209	T1a	C-½ Mo	60,000	(2)	—	—	—	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	14,900	13,700	4,800	—	—	—	—	—	
SA-213	T5	5 Cr-½ Mo	60,000	—	—	—	—	15,000	14,500	14,000	13,700	13,400	12,800	10,350	5,600	3,050	1,300	—	—	—	
SA-213	T9	9 Cr-1 Mo	60,000	—	—	—	—	15,000	14,500	14,000	13,700	13,400	12,800	12,000	8,500	3,300	1,500	—	—	—	
SA-213	T11	1½ Cr-½ Mo	60,000	—	—	—	—	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	13,100	6,550	3,000	1,200	—	—	—	
SA-213	T3b	2 Cr-½ Mo	60,000	—	—	—	—	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	14,700	12,500	6,200	2,750	1,200	—	—	—	
SA-213	T22	2¼ Cr-1 Mo	60,000	—	—	—	—	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	13,100	7,800	4,200	2,000	—	—	—	
SA-213	TP304H	18Cr-8Ni	75,000	(4)	18,750	16,600	16,150	—	15,900	15,900	15,900	15,900	15,150	14,650	13,750	9,750	6,050	3,700	2,300	1,400	
SA-213	TP304H	18Cr-8Ni	75,000	—	18,750	14,050	12,950	—	12,150	11,400	11,250	11,050	10,550	10,150	9,750	8,850	6,050	3,700	2,300	1,400	
SA-213	TP321H	18Cr-10Ni-Ti	75,000	(4)	18,750	17,300	17,100	—	17,100	16,350	16,050	15,800	15,450	15,250	14,000	9,050	5,350	3,150	1,850	1,100	
SA-213	TP321H	18Cr-10Ni-Ti	75,000	—	18,750	14,150	12,900	—	12,000	11,350	11,150	10,950	10,750	10,600	10,450	8,800	5,350	3,150	1,850	1,100	
<b>Seamless low-alloy steel</b>																					
SA-213	T2	½ Cr-½ Mo	60,000	—	15,000	15,000	15,000	—	15,000	15,000	15,000	15,000	14,400	12,500	6,250	—	—	—	—	—	
<b>Electric-resistance-welded carbon steel</b>																					
SA-178	A	—	(47,000)	(1)(3)(5)(6)	—	—	—	11,750	11,750	11,750	11,750	11,500	7,650	4,250	1,300	—	—	—	—	—	
SA-178	C	—	60,000	(1)(3)(5)	—	—	—	15,000	15,000	15,000	15,000	14,350	9,200	4,250	1,300	—	—	—	—	—	



Tabel 5. Steam Properties

Saturated water-Temperature table

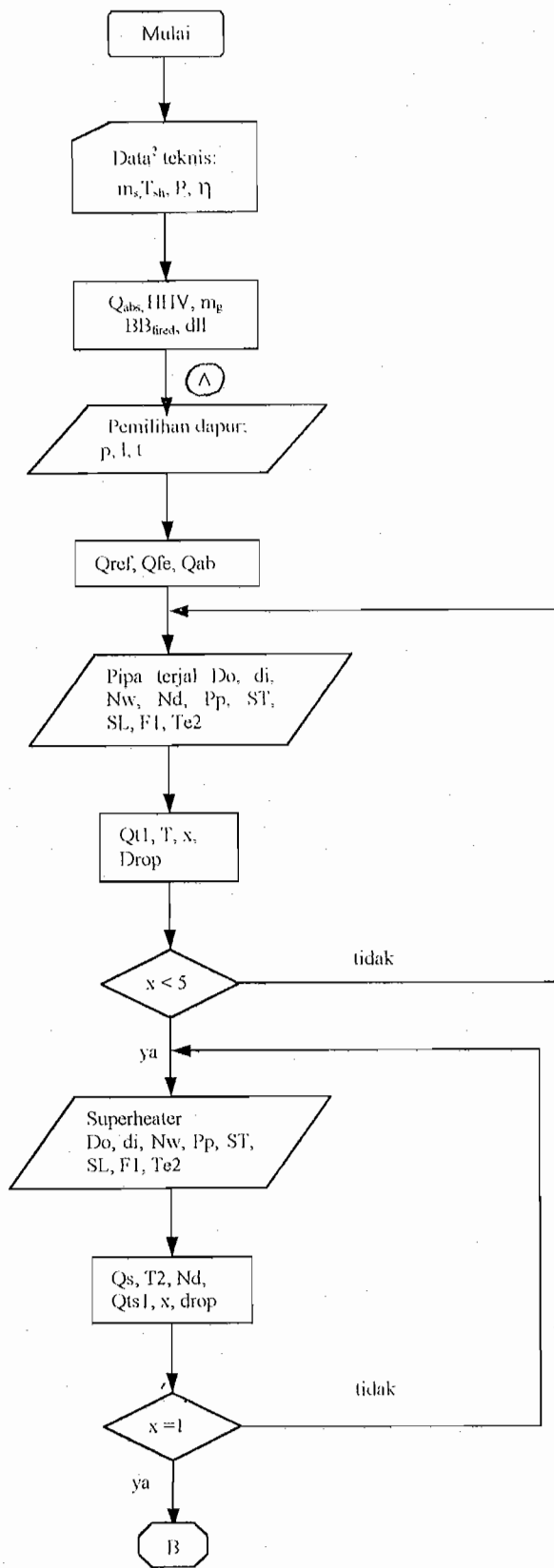
Temp. °F. T	Sat. press. psia, P <sub>sat</sub>	Specific volume ft <sup>3</sup> /lbm		Internal energy Btu/lbm			Enthalpy Btu/lbm			Entropy Btu/(lbm·R)		
		Sat. liquid v <sub>f</sub>	Sat. vapor v <sub>g</sub>	Sat. liquid u <sub>f</sub>	Evap. u <sub>fg</sub>	Sat. vapor u <sub>g</sub>	Sat. liquid h <sub>f</sub>	Evap. h <sub>fg</sub>	Sat. vapor h <sub>g</sub>	Sat. liquid s <sub>f</sub>	Evap. s <sub>fg</sub>	Sat. vapor s <sub>g</sub>
32.018	0.088 66	0.016 022	3302	0.00	1021.2	1021.2	0.01	1075.4	1075.4	0.000 00	2.1869	2.1869
35	0.099 92	0.016 021	2948	2.99	1019.2	1022.2	3.00	1073.7	1076.7	0.006 07	2.1704	2.1764
40	0.121 66	0.016 020	2445	8.02	1015.8	1023.9	8.02	1070.9	1078.9	0.016 17	2.1430	2.1592
45	0.147 48	0.016 021	2037	13.04	1012.5	1025.5	13.04	1068.1	1081.1	0.026 18	2.1162	2.1423
50	0.178 03	0.016 024	1704.2	18.06	1009.1	1027.2	18.06	1065.2	1083.3	0.036 07	2.0899	2.1259
60	0.2563	0.016 035	1206.9	28.08	1002.4	1030.4	28.08	1059.6	1087.7	0.055 55	2.0388	2.0943
70	0.3532	0.016 051	867.7	38.09	995.6	1033.7	38.09	1054.0	1092.0	0.074 63	1.9996	2.0642
80	0.5073	0.016 073	632.8	48.09	988.9	1037.0	48.09	1048.3	1096.4	0.093 32	1.9423	2.0356
90	0.6988	0.016 099	467.7	58.07	982.2	1040.2	58.07	1042.7	1100.7	0.111 65	1.8966	2.0083
100	0.9503	0.016 130	350.0	68.04	975.4	1043.5	68.05	1037.0	1105.0	0.129 63	1.8526	1.9822
110	1.2763	0.016 166	265.1	78.02	968.7	1046.7	78.02	1031.3	1109.3	0.147 30	1.8101	1.9574
120	1.6945	0.016 205	203.0	87.99	961.9	1049.9	88.00	1025.5	1113.5	0.164 65	1.7690	1.9336
130	2.225	0.016 247	157.17	97.97	955.1	1053.0	97.98	1019.8	1117.8	0.181 72	1.7292	1.9109
140	2.892	0.016 293	122.88	107.95	948.2	1056.2	107.96	1014.0	1121.9	0.198 51	1.6907	1.8892
150	3.722	0.016 343	96.99	117.95	941.3	1059.3	117.96	1008.1	1126.1	0.215 03	1.6533	1.8684
160	4.745	0.016 395	77.23	127.94	934.4	1062.3	127.96	1002.2	1130.1	0.231 30	1.6171	1.8481
170	5.996	0.016 450	62.02	137.95	927.4	1065.4	137.97	996.2	1134.2	0.247 32	1.5819	1.8293
180	7.515	0.016 509	50.20	147.97	920.4	1068.3	147.99	990.2	1138.2	0.263 11	1.5478	1.8109
190	9.343	0.016 570	40.95	158.00	913.3	1071.3	158.03	984.1	1142.1	0.278 66	1.5146	1.7932
200	11.529	0.016 634	33.63	168.04	906.2	1074.2	168.07	977.9	1145.9	0.294 00	1.4822	1.7762
210	14.125	0.016 702	27.82	178.10	898.9	1077.0	178.14	971.6	1149.7	0.309 13	1.4508	1.7599
212	14.698	0.016 716	26.80	180.11	897.5	1077.6	180.16	970.3	1150.5	0.312 13	1.4446	1.7567
220	17.183	0.016 772	23.15	188.17	891.7	1079.8	188.22	965.3	1153.5	0.324 06	1.4201	1.7441
230	20.78	0.016 845	19.386	198.26	884.3	1082.6	198.32	958.8	1157.1	0.338 80	1.3901	1.7289
240	24.97	0.016 922	16.327	208.36	876.9	1085.3	208.44	952.3	1160.7	0.353 35	1.3609	1.7143
250	29.82	0.017 001	13.326	218.49	869.4	1087.9	218.59	945.6	1164.2	0.367 72	1.3324	1.7001
260	35.42	0.017 084	11.768	228.64	861.8	1090.5	228.76	938.8	1167.6	0.381 95	1.3044	1.6864
270	41.85	0.017 170	10.066	238.82	854.1	1093.0	238.95	932.0	1170.9	0.395 97	1.2771	1.6731
280	49.18	0.017 259	8.650	249.02	846.3	1095.4	249.18	924.9	1174.1	0.409 86	1.2504	1.6602
290	57.53	0.017 352	7.467	259.25	838.5	1097.7	259.44	917.8	1177.2	0.423 60	1.2241	1.6477
300	66.98	0.017 348	6.472	269.52	830.5	1100.0	269.73	910.4	1180.2	0.437 20	1.1984	1.6356
310	77.64	0.017 548	5.632	279.81	822.3	1102.1	280.06	903.0	1183.0	0.450 67	1.1731	1.6238
320	89.60	0.017 652	4.919	290.14	814.1	1104.2	290.43	895.3	1185.8	0.464 00	1.1483	1.6123
330	103.00	0.017 760	4.312	300.51	805.7	1106.2	300.84	887.5	1188.4	0.477 22	1.1238	1.6010
340	117.93	0.017 872	3.792	310.91	797.1	1108.0	311.30	879.5	1190.8	0.490 31	1.0997	1.5901
350	134.53	0.017 988	3.346	321.35	788.4	1109.8	321.80	871.3	1193.1	0.503 29	1.0760	1.5793
360	152.92	0.018 108	2.961	331.84	779.6	1111.4	332.35	862.9	1195.2	0.516 17	1.0526	1.5688
370	173.23	0.018 233	2.628	342.37	770.8	1112.9	342.96	854.2	1197.2	0.528 94	1.0295	1.5585
380	195.60	0.018 363	2.339	352.95	761.4	1114.3	353.62	845.4	1199.0	0.541 63	1.0067	1.5483
390	220.2	0.018 490	2.087	363.58	752.0	1115.6	364.34	836.2	1200.6	0.554 22	0.9841	1.5383
400	247.1	0.018 628	1.8661	374.27	742.4	1116.6	375.12	826.8	1202.0	0.566 72	0.9617	1.5284
410	276.5	0.018 784	1.6728	385.01	732.6	1117.6	385.97	817.2	1203.1	0.579 16	0.9395	1.5187
420	308.5	0.018 936	1.5024	395.81	722.5	1118.3	396.89	807.2	1204.1	0.591 52	0.9175	1.5091
430	343.3	0.019 094	1.3521	406.68	712.2	1118.9	407.89	796.9	1204.8	0.603 81	0.8957	1.4995
440	381.2	0.019 260	1.2192	417.62	701.7	1119.3	418.98	786.3	1205.3	0.616 05	0.8740	1.4900
450	422.1	0.019 433	1.1011	428.6	690.9	1119.5	430.2	775.4	1205.6	0.6282	0.8523	1.4805
460	466.3	0.019 614	0.9961	439.7	679.8	1119.6	441.4	764.1	1205.5	0.6404	0.8308	1.4712
470	514.1	0.019 803	0.9025	450.9	668.4	1119.4	452.8	752.4	1205.2	0.6525	0.8093	1.4618
480	565.5	0.020 002	0.8187	462.2	656.7	1118.9	464.3	740.3	1204.6	0.6646	0.7878	1.4524
490	620.7	0.020 211	0.7436	473.6	644.7	1118.3	475.9	727.8	1203.7	0.6767	0.7663	1.4430

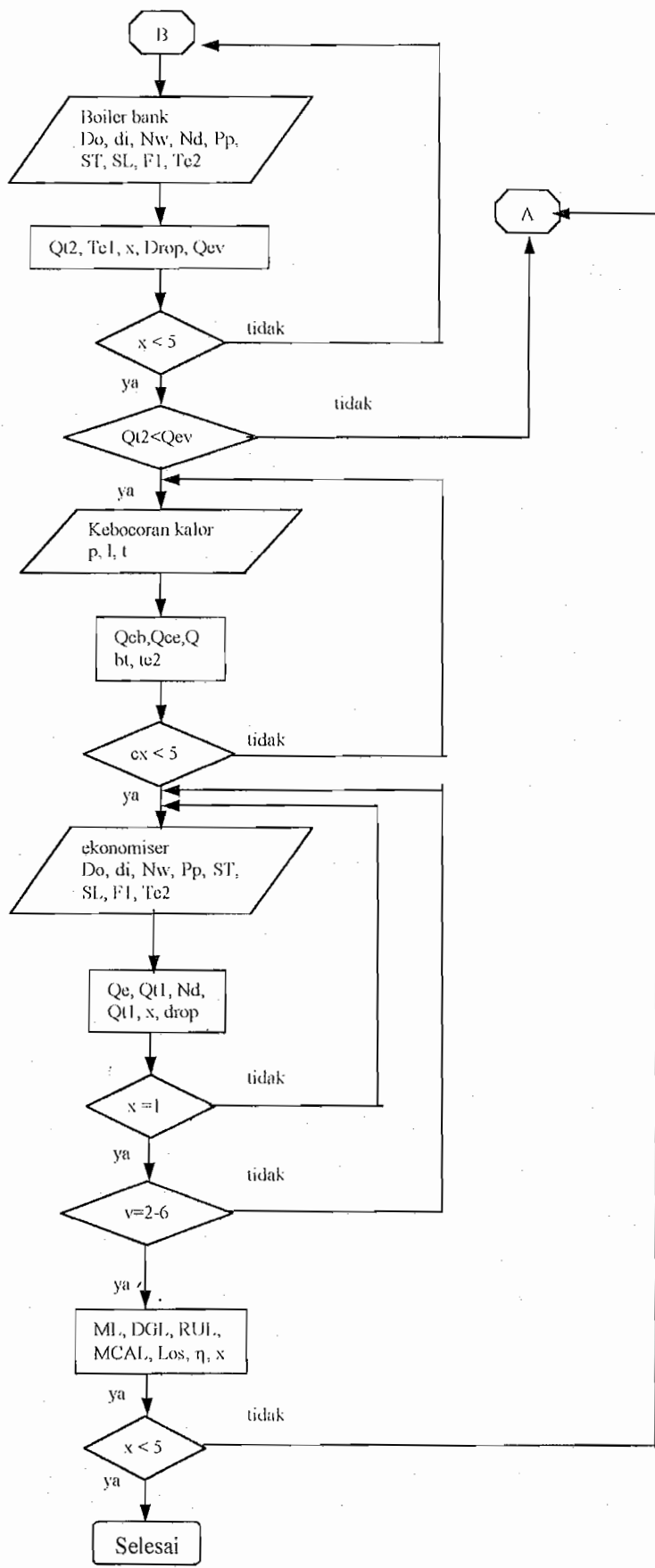
(Continued)

T °F	v ft <sup>3</sup> / lbm	u Btu/ lbm	h Btu/ lbm	s Btu/ (lbm·R)	v ft <sup>3</sup> / lbm	u Btu/ lbm	h Btu/ lbm	s Btu/ (lbm·R)	v ft <sup>3</sup> / lbm	u Btu/ lbm	h Btu/ lbm	s Btu/ (lbm·R)
P = 120 psia (341.30°F)				P = 140 psia (353.00°F)				P = 160 psia (363.60°F)				
Sat.	3.730	1108.3	1191.1	1.5686	3.221	1110.3	1193.8	1.5761	2.836	1112.0	1196.0	1.5651
360	3.844	1116.7	1202.0	1.6021	3.259	1113.5	1198.0	1.5812				
400	4.079	1133.8	1224.4	1.6288	3.466	1131.4	1221.2	1.6088	3.007	1128.8	1217.8	1.5911
450	4.360	1154.3	1251.2	1.6590	3.713	1152.4	1248.6	1.6399	3.228	1150.5	1246.1	1.6230
500	4.633	1171.2	1277.1	1.6858	3.952	1172.7	1275.1	1.6682	3.440	1171.2	1273.0	1.6518
550	4.907	1193.8	1302.6	1.7127	4.184	1192.6	1300.9	1.6944	3.646	1191.3	1299.2	1.6784
600	5.164	1213.2	1327.8	1.7371	4.412	1212.1	1326.4	1.7151	3.848	1211.1	1325.0	1.7034
700	5.682	1252.0	1378.7	1.7825	4.860	1251.2	1377.1	1.7648	4.243	1250.4	1376.0	1.7494
800	6.195	1291.2	1428.7	1.8243	5.301	1290.5	1427.9	1.8068	4.631	1289.9	1427.0	1.7916
1000	7.208	1371.5	1531.5	1.9000	6.173	1371.0	1531.0	1.8827	5.397	1370.6	1530.4	1.8677
1200	8.213	1454.9	1637.3	1.9679	7.036	1454.6	1636.9	1.9507	6.154	1454.3	1636.5	1.9358
1400	9.214	1541.8	1746.4	2.0300	7.895	1541.6	1746.1	2.0129	6.906	1541.4	1745.9	1.9980
1600	10.212	1632.3	1859.0	2.0875	8.752	1632.1	1859.8	2.0704	7.656	1631.9	1858.6	2.0556
1800	11.209	1726.2	1975.1	2.1413	9.607	1726.1	1975.0	2.1242	8.405	1725.9	1974.8	2.1094
2000	12.205	1823.6	2094.6	2.1919	10.461	1823.5	2094.5	2.1749	9.153	1823.3	2094.3	2.1601
P = 180 psia (373.13°F)				P = 200 psia (381.86°F)				P = 225 psia (391.87°F)				
Sat.	2.533	1113.4	1197.8	1.5553	2.289	1114.6	1199.3	1.5464	2.043	1115.8	1200.8	1.5365
400	2.648	1126.2	1214.4	1.5749	2.361	1123.5	1210.8	1.5600	2.073	1119.9	1203.2	1.5427
450	2.850	1148.5	1243.4	1.6078	2.548	1146.4	1240.7	1.5938	2.245	1143.8	1237.3	1.5779
500	3.042	1169.6	1270.9	1.6372	2.724	1168.0	1269.8	1.6239	2.405	1165.9	1266.1	1.6087
550	3.228	1190.0	1297.5	1.6642	2.893	1188.7	1295.7	1.6512	2.558	1187.0	1293.5	1.6366
600	3.409	1210.0	1323.5	1.6893	3.058	1208.9	1322.1	1.6767	2.707	1207.5	1320.2	1.6624
700	3.763	1249.6	1374.9	1.7357	3.379	1248.8	1373.8	1.7234	2.995	1247.7	1372.4	1.7095
800	4.110	1289.3	1426.2	1.7781	3.693	1288.6	1425.3	1.7650	3.276	1287.8	1424.2	1.7523
900	4.453	1329.4	1477.7	1.8175	4.003	1328.9	1477.1	1.8055	3.553	1328.3	1476.2	1.7920
1000	4.793	1370.2	1529.8	1.8545	4.310	1369.6	1529.3	1.8425	3.827	1369.3	1526.6	1.8292
1200	5.467	1454.0	1633.1	1.9227	4.918	1453.7	1635.7	1.9109	4.369	1453.4	1635.3	1.8977
1400	6.137	1541.2	1745.6	1.9849	5.521	1540.9	1745.3	1.9732	4.906	1540.7	1744.9	1.9600
1600	6.804	1631.7	1858.4	2.0420	6.123	1631.6	1858.2	2.0308	5.441	1631.3	1857.9	2.0177
1800	7.473	1725.6	1974.6	2.0964	6.722	1725.6	1974.4	2.0847	5.975	1725.4	1974.2	2.0716
2000	8.135	1823.2	2094.2	2.1470	7.321	1823.0	2094.0	2.1354	6.507	1822.9	2093.8	2.1223
P = 250 psia (401.04°F)				P = 275 psia (409.52°F)				P = 300 psia (417.43°F)				
Sat.	1.8448	1116.7	1202.1	1.5274	1.6813	1117.5	1203.1	1.5192	1.5442	1118.2	1203.9	1.5115
-50	2.002	1141.1	1233.7	1.5632	1.8026	1138.3	1230.0	1.5495	1.6361	1135.4	1226.2	1.5365
500	2.150	1163.8	1263.3	1.5948	1.9407	1161.7	1260.4	1.5820	1.7662	1159.5	1257.5	1.5701
550	2.290	1185.3	1291.3	1.6233	2.071	1183.6	1289.0	1.6110	1.8878	1181.9	1286.7	1.5997
600	2.426	1206.1	1318.3	1.6494	2.196	1204.7	1316.4	1.6376	2.004	1203.2	1314.5	1.6266
650	2.558	1226.5	1344.9	1.6739	2.317	1225.3	1343.2	1.6623	2.117	1224.1	1341.6	1.6516
700	2.688	1246.7	1371.1	1.6970	2.436	1245.7	1369.7	1.6856	2.227	1244.6	1368.3	1.6751
800	2.943	1287.0	1423.2	1.7401	2.670	1286.2	1422.1	1.7289	2.442	1285.4	1421.0	1.7187
900	3.193	1327.6	1475.3	1.7799	2.899	1327.0	1474.5	1.7689	2.653	1326.3	1473.6	1.7589
1000	3.440	1368.7	1527.9	1.8172	3.124	1368.2	1527.2	1.8064	2.860	1367.7	1526.5	1.7964
1200	3.929	1453.0	1634.8	1.8858	3.570	1452.6	1634.3	1.8751	3.270	1452.2	1633.8	1.8653
1400	4.414	1540.4	1744.6	1.9483	4.011	1540.1	1744.2	1.9376	3.675	1539.8	1743.0	1.9279
1600	4.896	1631.1	1857.6	2.0099	4.450	1630.9	1857.3	1.9954	4.078	1630.7	1857.0	1.9857
1800	5.376	1725.2	1974.0	2.0599	4.887	1725.0	1973.7	2.0493	4.479	1724.9	1973.5	2.0396
2000	5.856	1822.7	2093.6	2.1106	5.323	1822.5	2093.4	2.1000	4.879	1822.3	2093.2	2.0904

**Table 6**  
**Pipe materials—maximum allowable stress values for ferrous materials, pounds per square inch**  
 (Values are per code case 1508-1 for ASME Section I, Power Boilers)

Spec Number	Grade	Nominal Composition	Spec Min Tensile	Notes	For metal temperatures, F, not exceeding															
					-20 to 100	300	400	-20 to 400	500	600	650	700	800	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
<b>Seamless carbon steel</b>																				
SA-106	B		60,000	(1)				15,000	15,000	15,000	15,000	14,350	10,800	5,000	1,500					
SA-106	C		70,000	—				17,500	17,500	17,500	17,500	16,600	12,000							
<b>Seamless alloy steel</b>																				
SA-335	P2	½ Cr-½ Mo	55,000	—				13,750	13,750	13,750	13,750	13,750	13,450	12,500	6,250					
SA-335	P5	5 Cr-½ Mo	60,000	—				15,000	14,500	14,000	13,700	13,400	12,800	10,350	5,600	3,050	1,300			
SA-335	P11	¼ Cr-½ Mo	60,000	—				15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	13,100	6,550	3,000	1,200			
SA-335	P12	1 Cr-½ Mo	60,000	—				15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	14,750	13,100	6,550	2,800	1,000			
SA-335	P9	9 Cr-1 Mo	60,000	—				15,000	14,500	14,000	13,700	13,400	12,800	12,000	8,500	3,300	1,500			
SA-335	P22	2¼ Cr-1 Mo	60,000	—				15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000	13,100	7,800	4,200	2,000			
SA-376	TP304H	18Cr-8Ni	75,000	(2)	18,750	16,600	16,150		15,900	15,900	15,900	15,900	15,150	14,650	13,750	9,750	6,050	3,700	2,300	1,400
SA-376	TP304H	18Cr-8Ni	75,000	—	18,750	14,050	12,950		12,150	11,400	11,250	11,050	10,550	10,150	9,750	8,850	6,050	3,700	2,300	1,400
SA-376	TP316H	16Cr-12Ni-2Mo	75,000	(2)	18,750	18,350	18,050		17,950	17,000	16,650	16,300	15,850	15,550	15,300	12,400	7,400	4,100	2,250	1,250
SA-376	TP316H	16Cr-12Ni-2Mo	75,000	—	18,750	14,600	13,350		12,450	11,800	11,550	11,300	11,000	10,800	10,600	10,300	7,400	4,100	2,250	1,250
<b>Forged and bored austenitic steel</b>																				
SA-430	FP304H	18Cr-8Ni	70,000	(2)	17,500	15,500	15,050		14,800	14,800	14,800	14,800	14,600	14,150	13,350	9,750	6,050	3,700	2,300	1,400
SA-430	FP304H	18Cr-8Ni	70,000	—	17,500	14,050	12,950		12,150	11,400	11,250	11,050	10,550	10,150	9,750	8,850	6,050	3,700	2,300	1,400
SA-430	FP316H	16Cr-12Ni-2Mo	70,000	(2)	17,500	17,100	16,800		16,800	16,800	16,650	16,300	15,850	15,550	14,950	12,400	7,400	4,100	2,250	1,250
SA-430	FP316H	16Cr-12Ni-2Mo	70,000	—	17,500	14,600	13,350		12,450	11,800	11,550	11,300	11,000	10,800	10,600	10,300	7,400	4,100	2,250	1,250
<b>Carbon steel forgings</b>																				
SA-266	II		70,000	(1)				17,500	17,500	17,500	17,500	16,600	12,000	5,000	1,500					





```

Implicit real (i,j,k,l,m,n)
Open (1,File ='fop6.hsl')
C Data komposisi batu bara Bukit Asam dalam (%)
  Data C,H,O,S,N,Ao,Au/0.635,0.058,0.152,0.005,0.01,0.09,0.05/
C Data teknis
  Data ms,Tw,hf,Tek,hfe,hge,Ts,hg5,Tss,hsg,pc,pw,Km/50000.0,80.0,48.
  &1,150.0,117.96,1126.1,401.04,1202.0,800.0,1423.2,0.11,0.12,25.0/
C Kalor yang dibutuhkan untuk menguapkan air menjadi gas
  Qabs=ms*(hsg-hf)
C Kalor yang harus dihasilkan oleh bahan bakar
  write(*,2)
  2 format('efisiensi generator uap asumsi           [%]      =',\ )
  read(*,*)efl
  write(*,3)
  3 format('jumlah kelebihan udara asumsi           [%]      =',\ )
  read(*,*)z
  Qfired=(Qabs/(efl/100.))
C Menghitung HHV dan LHV
  HHV=((14600*C)+(62000*(H-(O/8.)))+(4050*S))
  LHV1=HHV-(1040*((9*H)+Ao))
  LHV=(HHV-(1040*((9*H)+Ao)))*2.326
C Bahan yang harus dibakar
  BBfire=Qfired/HHV
C Kebutuhan Udara Teoritis dan udara aktual
  Wta=11.53*C+34.36*(H-(O/8.))+4.32*S
  Wa=Wta*(z/100.)+Wta
  Wg=Wa*(1-Au)
  Wr=pc
  Cr=0.

  write(1,990)Qabs,efl,Qfired,BBfire,HHV,LHV1,LHV,z,Wta,Wa,Wr
  990 format('kal yg dibthkan utk menguapkan air Qabs[Btu/h]   =',f15.3,/
&      'efisiensi generator uap yang diasumsikan [%]       =',f15.3,/
&      'kal kotor yg dihsikan oleh bahan bakar[Btu/h]      =',f15.3,/
&      'bahan yang harus dibakar BBfire[lb/h]              =',f15.3,/
&      'nilai bakar HHV[Btu/lb]                            =',f15.3,/
$      'nilai bakar LHV1[Btu/lb]                           =',f15.3,/
$      'nilai bakar LHV [KJ/kg]                             =',f15.3,/
&      'persentase jumlah udara lebih                    [%]       =',f15.3,/
&      'Keb. udara teoritis [lb air/lb fuel]              =',f15.3,/
&      'Keb.udara aktual [lb air/lb fuel]                 =',f15.3,/
&      'Faktor pengotor padat                             =',f15.3)

C Perhitungan Furnace
  Data p,l,t/12.0,15.0,25.0/
  911 continue
  NCV=LHV1*BBfire
  mge=BBfire*(Wa+(1-Wr))
  V=(p*l*t)
  Afr=2*t*(p+1)+(p*1)
  Qref=NCV/Afr
  write(*,38)Qref
  38 format('fluks kalor satuan British Qfk[Btu/h.ft^2]   =',f15.3)
  write(*,39)

  Tfe=(-0.017*(Qref/1000)**2)+(9.46*(Qref/1000))+1400

```

```

write(*,10)
10 format('Harga entalpi gas hg[Btu/lb] lihat tabel      =',\ )
Read(*,*)hgg
Qfe=mge*hgg
Qab=NCV-Qfe

write(1,992)mge,p,l,t,V,NCV,Afr,Qref,Tfe,hgg,Qfe,Qab
992 format('massa gas asap          mge[lb/h]          =',f15.3,/
&      'panjang dapur                p[ft]          =',f15.3,/
&      'lebar dapur                    l[ft]          =',f15.3,/
&      'Tinggi dapur                    t[ft]          =',f15.3,/
&      'Volume dapur                    Vf[ft^3]       =',f15.3,/
&      'Nilai kalor bersih              NCV[Btu/h]     =',f15.3,/
&      'Luas permukaan total furnance Af[ft^2]        =',f15.3,/
&      'fluks kalor                      Q" [Btu/h.ft^2] =',f15.3,/
&      'Temperatur gas keluar furnance T2[oF]         =',f15.3,/
&      'Harga entalpi gas hg[Btu/lb] pada tabel      =',f15.3,/
&      'Klr radiasi yg meninggalkan furnace Qfe[Btu/h] =',f15.3,/
&      'Klr radiasi yang diserap          Qab[Btu/h]   =',f15.3)

C Perhitungan boiler tubes (pipa terjal)
Data do,di,Pp,ST,SL,Nw,Fl/3.5,3.068,15.0,7.0,7.0,12.0,0.96/
To=1.713*(10.**(-9))
write(*,64)
64 format('Jlh pipa penguap yg digunakan seharusnya Nd[rows]=' ,\ )
Read(*,*)Nd
7000 continue
write(*,224)
224 format('Temperatur gas asap keluar pipa terjal T2[F] =',\ )
Read(*,*)Te2
Trp=(Tfe+Te2)/2.
Tr=(Trp-32)*(5/9.)+273
write(*,226)Trp
226 format('Temperatur gas rata-rata          Tr[oF]          =',f15.3)
write(*,228)
228 format('harga spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F]=' ,\ )
Read(*,*)cp1
Tft=(Ts+Trp)/2.
write(*,47)Tft
47 format('Temperatur Film Gas                Tf[F]                =',f15.3)
write(*,221)
221 format('harga spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F]=' ,\ )
Read(*,*)cpp
write(*,222)
222 format('harga viskositas gas          myu[Lb/ft.h]          =',\ )
Read(*,*)myup
write(*,223)
223 format('harga konduktivitas thermal gas k[Btu/ft.h.F] =',\ )
Read(*,*)kp
Ag=Nw*Pp*((ST-do)/12.)
Ge=mge/Ag
Rep=(Ge*do)/(12.*myup)
Nup=0.229*(Rep**(0.632))
hc=(Nup*12*kp)/do
L=((1.08*((SL*ST)-(0.785*(do**2.))))/do)*0.0254
K=((0.8+(1.6*pw))*(1-((0.38*Tr)/1000.))*((pw+pc)/((pw+pc)*L)**0.5)

```

```

Egp=0.9*(1-(2.71828**(-(K*L))))
z=((((Tfe+460)/100.)**(4.))-(((Ts+460.)/100.)**(4.)))
hnp=(0.1713*0.9*egp*z)/((Tfe+460.)-(Ts+460.))
hi=2000.
zzz=(do/(24*Km))*alog((do/di))
pU=(1./(hc+hnp))+((1./hi)*(do/di))+0.001+(0.001*(do/di))+zzz
U=1/pU
LMTD=(Tfe-Te2)/a*log((Tfe-Ts)/(Te2-Ts))
Ar1=Nd*(3.14*(do/12.)*Nw*pp)
Qt1=Ar1*U*LMTD
T=Tfe-(Qt1/(mge*cpl))
x1=T-Te2
write(*,636)x1
636 format('Selisih temperatur keluar pipa terjal      [F]    =',f15.3)
if(x1.GT.5.0)Goto 7000
if(x1.LT.-5.0)Goto 7000
Gd=(29.*492.)/(359.*(460.+Trp))
z=((ST/do)-1)**(0.43+(1.13*do*SL))
fg=((Rep**(-0.15))*(0.044+((0.08*(ST/do))/z)))
Drop=(9.3*(10**(-10.))*(Ge**2.)*fg*Nd)/Gd

write(1,41)do,di,Nw,Pp,ST,SL,Trp,Tr,cpl,Tft,cpp,myup
41 format('Diameter luar pipa penguap          do[in]      =',f15.3,/
& 'Diameter dalam pipa penguap          di[in]      =',f15.3,/
& 'Jumlah lebar(wide) pipa uap          Nw[1/row]     =',f15.3,/
& 'Panjang pipa penguap                  Pp[ft]       =',f15.3,/
& 'transverse pitch          ST[in]      =',f15.3,/
& 'longitudinal pitch       SL[in]      =',f15.3,/
& 'Temperatur gas rata-rata          Tr[oF]       =',f15.3,/
& 'Temperatur gas rata-rata          Tr[oK]       =',f15.3,/
& 'Spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F] =',f15.3,/
& 'Temperatur Film Gas              Tf[F]        =',f15.3,/
& 'Spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F] =',f15.3,/
& 'harga viskositas gas            myu[Lb/ft.h]    =',f15.3)
write(1,49)kp,Ag,Ge,Rep,Nup,hc,L,K,Egp,hnp,U,Te2,LMTD
49 format('harga konduktivitas thermal gas k[Btu/ft.h.F] =',f15.3,/
& 'Luas minimum aliran bebas gas asap Ag[sq ft] =',f15.3,/
& 'Fluk massa gas minimum Gd[lb/sq ft.h] =',f15.3,/
& 'Angka Reynold Numbers              Re           =',f15.3,/
& 'Angka Nusselt Numbers              Nu           =',f15.3,/
& 'koefisien perpindahan konveksi hc[Btu/sq ft.h.F] =',f15.3,/
& 'Panjang radiasi rata-rata          =',f15.3,/
& 'Harga faktor bahan bakar          =',f15.3,/
& 'Harga emisivitas gas              =',f15.3,/
& 'koefisien perpindahan non-luminous hN[Btu/sq ft.h.F] =',f15.3,/
& 'koefisien perpindahan menyeluruh U[Btu/sq ft.h.F] =',f15.3,/
& 'Temperatur gas asap keluar pipa terjal T2[F] =',f15.3,/
& 'perbedaan suhu LMTD                LMTD[F]      =',f15.3)
write(1,229)Nd,Ar1,Qt1,Gd,fg,Drop
229 format('Jumlah pipa penguap yang digunakan [rows] =',f15.3,/
& 'Luas permukaan perpindahan panas pipa A[sq ft] =',f15.3,/
& 'kalor radiasi yg diterima pipa terjal Q[Btu/h] =',f15.3,/
& 'Density gas                          [lb/cu.ft]   =',f15.3,/
& 'Faktor gesekan                        =',f15.3,/
& 'Drop tekanan                          [in wc]     =',f15.3)

```



```

Nd1=As/(3.14*(do1/12.)*Nw1*pp1)
write(*,125)Nd1
125 format('Jumlah pipa superheater yg dibutuhkan [rows]      =',f15.3)
write(*,126)
126 format('Jadi pipa superheater yg dibutuhkan adalah [rows]=',\ )
Read(*,*)Nd1
As1=Nd1*(3.14*(do1/12.)*Nw1*pp1)
Qt1s=As1*U1*LMTDs
x=Qt1s/Qs
if (x.GT.1.1)goto 6000
if (x.LT.1.0)goto 6000
Gd=(29.*492.)/(359.*(460.+Tgr))
z=((ST1/do1)-1)**(0.43+(1.13*do1*SL1))
fg=((Rep**(-0.15))*(0.044+((0.08*(ST1/do1))/z)))
Drop =(9.3*(10**(-10.))*Gs**2.)*fg*Nd1/Gd

write(1,114)do1,dil,Nw1,Pp1,ST1,SL1
114 format('Diameter luar pipa penguap          do[in]      =',f15.3,/
& 'Diameter dalam pipa penguap          di[in]      =',f15.3,/
& 'Jumlah lebar(wide) pipa uap          Nw[l/row]    =',f15.3,/
& 'Panjang pipa penguap                Pp[ft]      =',f15.3,/
& 'transverse pitch          ST[in]      =',f15.3,/
& 'longitudinal pitch        SL[in]      =',f15.3)
write(1,96)Qs,Tis,cps,Tdps,Tb2,Tgr,Tr1,cpu,Trs,Tfs
96 format('Laju perpindahan kalor pd superheater uap Qs[Btu/h] =',f15.3,/
& 'Temperatur gas masuk superheater      T1[F]      =',f15.3,/
& 'Harga Cp asumsi pd Temp. gas asap masuk [oF] =',f15.3,/
& 'penurunan temperatur gas asap        Tdrop[F]    =',f15.3,/
& 'Temperatur gas keluar                T2[F]      =',f15.3,/
& 'Temperatur rata-rata gas             Tr[F]      =',f15.3,/
& 'Temperatur rata-rata gas             Tr[K]      =',f15.3,/
& 'spesifik perpindahan panas gas      Cp[Btu/Lb.F] =',f15.3,/
& 'Temperatur rata-rata uap            Tru[F]     =',f15.3,/
& 'Temperatur film gas                  Tf[F]      =',f15.3)
write(1,112)cpl,myus,ks,Sl,Gs,Reg,Nul,hc,hi,L,K
112 format('Harga Cp diasumsikan tergantung temp. film gas =',f15.3,/
& 'Harga myu diasumsikan tergantung temp. film gas =',f15.3,/
& 'Harga Ks diasumsikan tergantung temp. film gas =',f15.3,/
& 'Jumlah aliran untuk aliran uap          =',f15.3,/
& 'Fluk massa gas minimum                 =',f15.3,/
& 'Reynold Numbers                       =',f15.3,/
& 'Nusselt Numbers                       =',f15.3,/
& 'koefisien perpindahan konveksi film gas hc =',f15.3,/
& 'koefisien perpindahan konveksi film uap hi =',f15.3,/
& 'panjang radiasi rata-rata             =',f15.3,/
& 'Harga faktor bahan bakar              =',f15.3)
write(1,119)Eg1,hn1,U1,LMTDs,Nd1,As1,Qt1s,Gd,fg,drop
119 format('Harga emisivitas gas =',f15.3,/
& 'koefisien perpindahan non-luminous radiasi hn =',f15.3,/
& 'koefisien perpindahan menyeluruh U [Btu/sq ft.h.F] =',f15.3,/
& 'perbedaan suhu LMTDs                  oF =',f15.3,/
& 'Jumlah pipa penguap yang digunakan [rows] =',f15.3,/
& 'Luas permukaan perpindahan pipa seharusnya [sq ft] =',f15.3,/
& 'kalor yg hrs dipindahkan ke superheater [Btu/h] =',f15.3,/
& 'Density gas                            [lb/cu.ft] =',f15.3,/
& 'Faktor gesekan                         =',f15.3,/

```

C perhitungan Superheater

```

6000 continue
    Data dol,dil,Pp1,ST1,SL1/3.5,3.068,10.0,7.0,7.0/
    Qs=ms*(hsg-hg5)
    write(*,711)
711 format('Jumlah pipa pada arah kebelakang           =',\ )
    Read(*,*)Nw1
    write(*,111)
111 format('Jumlah aliran untuk aliran uap           =',\ )
    Read(*,*)S1
    Tis=T
    write(*,97)Tis
97 format('Temperatur gas masuk superheater           [oF]   =',f15.3)
    write(*,98)
98 format('Harga Cp asumsi pd Temp. gas asap masuk   [oF]   =',\ )
    Read(*,*)Cps
    Tdps=Qs/(mge*cps)
    Tb2=Tis-Tdps
    Tgr=(Tis+Tb2)/2.
    write(*,102)Tgr
102 format('Temperatur rata-rata gas                 oF           =',f15.3)
    write(*,306)
309 format('harga spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F]=',\ )
    Read(*,*)cpu
    Trs=(Ts+Tss)/2.
    Tfs=(Tgr+Trs)/2.
    write(*,104)Tfs
104 format('Temperatur film gas                       oF           =',f15.3)
    write(*,105)
105 format('Harga Cp diasumsikan tergantung temp. film gas =',\ )
    Read(*,*)Cpl
    write(*,109)
109 format('Harga myu diasumsikan tergantung temp. film gas =',\ )
    Read(*,*)myus
    write(*,107)
107 format('Harga Ks diasumsikan tergantung temp. film gas =',\ )
    Read(*,*)Ks
    W=ms/S1
    Gs=(mge*12.)/(Nw1*Pp1*(ST1-dol))
    REg=(Gs*(2/12.))/myus
    Nul=0.229*(Reg**(0.632))
    hc=(Nul*12.*ks)/dol
    hi=(2.44*(W**(0.8))*Cpu)/dil**(1.8)
    Tr1=(Tgr-32)*(5/9.)+273
    L=((1.08*((SL1*ST1)-(0.785*(dol**2.)))/dol)*0.0254
    K=((0.8+(1.6*pw))*(1-((0.38*Tr1)/1000.))* (pw+pc))/((pw+pc)*L)**0.5
    Eg1=0.9*(1-(2.71828**(-(K*L))))
    z((((Tis+460)/100.))**(4))-(((Tss+460.)/100.))**(4))
    hn1=(0.1713*0.9*eg1*z)/((Tis+460.)-(Tss+460.))
    x=(dol/(24*Km))*a log((dol/dil))
    pU1=(1/(hc+hn1))+((1./hi)*(dol/dil))+0.001+(0.001*(dol/dil))+x
    U1=1./pU1
    LMTDs=((Tis-Tss)-(Tb2-Ts))/a log((Tis-Tss)/(Tb2-Ts))
    As=Qs/(U1*LMTDs)
    write(*,952)As
952 format('Luas permukaan total superheater           [sq ft] =',f15.3)

```

```

&      'Drop tekanan                [in wc]          =', f15.3)

C Perhitungan Evaporator Tubes Bank
  Data do2, di2, Pp2, ST2, SL2, Nw2/3.5, 3.068, 12.5, 7.0, 7.0, 32.0/
2000 Continue
  write(*, 259)
  259 format('Temperatur gas asap keluar evaporato asumsi T2[F]=', \)
  Read(*, *) Tb1
  write(*, 154)
154 format('Jlh pipa boiler bank yg dibutuhkan [rows]          =', \)
  Read(*, *) Nd
  Trat=(Tb2+Tb1)/2.
  write(*, 136) Trat
136 format('Temperatur Gas rata-rata                [oF]          =', f15.3)
  write(*, 257)
257 format('Harga Cp diasumsikan tergantung temp. gas rata^2=', \)
  Read(*, *) Cp
  Tfp=(Ts+Trat)/2.
  write(*, 137) Tfp
137 format('Temperatur Film Gas                    [oF]          =', f15.3)
  write(*, 251)
251 format('Harga Cp diasumsikan tergantung temp. film gas =', \)
  Read(*, *) Cpp
  write(*, 255)
255 format('Harga myu diasumsikan tergantung temp. film gas =', \)
  Read(*, *) myup
  write(*, 253)
253 format('Harga Ks diasumsikan tergantung temp. film gas =', \)
  Read(*, *) Kp
  Ag=(Nw2*Pp2*(ST2-do2))/12.
  Ge=mge/Ag
  Rep=(Ge*do2)/(12.*myup)
  Nup=0.229*(Rep**(0.632))
  hc=(Nup*12*kp)/do2
  Trp=(Trat-32)*(5/9.)+273
  L=((1.08*((SL2*ST2)-(0.785*(do2**2.)))/do2)*0.0254
  K=((0.8+(1.6*pw))*(1-((0.38*Trp)/1000.))*((pw+pc)/((pw+pc)*L)**0.5
  Egp=0.9*(1-(2.71828**(-(K*L))))
  z=(((Tb2+460)/100.))**(4.))-(((Ts+460.)/100.))**(4.))
  hnp=(0.1713*0.9*egp*z)/((Tb2+460.)-(Ts+460.))
  zz=(do2/(24*Km))*alog((do2/di2))
  pU=(1./(hc+hnp))+((1./2000.)*(do2/di2))+0.001+(0.001*(do2/di2))+zz
  U=1/pU
  LMTD=(Tb2-Tb1)/a log((Tb2-Ts)/(Tb1-Ts))
  Ael=Nd*(3.14*(do2/12.)*Nw2*pp2)
  Qt2=Ael*U*LMTD
  Tel=Tb2-(Qt2/(mge*cp))
  x=Tel-Tb1
  write(*, 436)x
436 format('Selisih temperatur keluar boiler bank          =', f15.3)
  Gd=(29*492)/(359.*(460.+Trat))
  z=((ST2/do2)-1)**(0.43+(1.13*do2*SL2))
  fg=((Rep**(-0.15))*(0.044+((0.08*(ST2/do2))/z)))
  Drop=(9.3*(10**(-10.))*(Ge**2.)*fg*Nd)/Gd
  if(x.LT.-5)Goto 2000
  if(x.GT.5)Goto 2000

```

```

Qp=Qab+Qt1+Qt2
write(*,331)Qp
331 format('Qtotal penguapan ditinjau dari sisi gas asap   =',f15.3)
Qev=ms*(hg5-hfe)
Write(*,657)Qev
657 format('Qtotal penguapan ditinjau dari sisi uap jenuh   =',f15.3)
if(Qev.GT.Qp)go to 911

write(1,117)do2,di2,Nw2,Pp2,ST2,SL2
117 format('Diameter luar pipa penguap          do[in]          =',f15.3,/
&         'Diameter dalam pipa penguap         di[in]          =',f15.3,/
&         'Jumlah lebar(wide) pipa uap         Nw[1/row]       =',f15.3,/
&         'Panjang pipa penguap                Pp[ft]         =',f15.3,/
&         'transverse pitch          ST[in]          =',f15.3,/
&         'longitudinal pitch          SL[in]         =',f15.3)
write(1,260)Tb1,TRat,Trp,cp,Tfp,cpp,myup,kp,Ag,Ge,Rep,Nup,hc,L
260 format('Temperatur gas asap keluar evaporator  T2 [F]   =',f15.3,/
&         'Temperatur Gas rata-rata          [oF]     =',f15.3,/
&         'Temperatur rata-rata              [oK]     =',f15.3,/
&         'Harga Cp diasumsikan tergantung temp. gas rata^2=' ,f15.3,/
&         'Temperatur Film Gas              [oF]     =',f15.3,/
&         'Harga Cp diasumsikan tergantung temp. film gas =',f15.3,/
&         'Harga myu diasumsikan tergantung temp. film gas =',f15.3,/
&         'Harga Ks diasumsikan tergantung temp. film gas =',f15.3,/
&         'Luas minimum aliran bebas gas asap [sq ft] =',f15.3,/
&         'Fluk massa gass                    =',f15.3,/
&         'Reynold Numbers                    =',f15.3,/
&         'Nusselt Numbers                    =',f15.3,/
&         'koefisien perpin konveksi hc       =',f15.3,/
&         'Panjang radiasi rata-rata         =',f15.3)
write(1,705)K,Egp,hnp,U,LMTD,Nd,Ael,Qt2,Gd,fg,drop,Qp,Qev
705 format('Harga faktor bahan bakar          =',f15.3,/
&         'Harga emisivitas gas              =',f15.3,/
&         'koefisien perpin non-lominous      hn        =',f15.3,/
&         'koefisien perpin menyeluruh      U [Btu/sq ft.h.F] =',f15.3,/
&         'perbedaan suhu LMTD                oF          =',f15.3,/
&         'Jumlah pipa penguap yang digunakan [rows]    =',f15.3,/
&         'Luas permukaan perpin. pipa seharusnya [sq ft] =',f15.3,/
&         'kalor yg diterima evaporator        [Btu/h]    =',f15.3,/
&         'Density gas                          [lb/cu.ft] =',f15.3,/
&         'Faktor gesekan                      =',f15.3,/
&         'Drop tekanan                        [in wc]    =',f15.3,/
&         'Qtotal penguapan ditinjau dari sisi gas asap =',f15.3,/
&         'Qtctal penguapan ditinjau dari sisi uap jenuh =',f15.3)

```

C Perhitungan Kebocoran kalor dari boiler bank ke economiser

C Kebocoran kalor radiasi pada boiler bank

Data pk,lk,tk/12.0,15.0,12.5/

```

5002 Continue
Tb1=Tel
write(*,165)
165 format('Temp. keluar saluran tubes bank asumsi? oF   =',\ )
Read(*,*)Tk1
Trk=(Tb1+Tk1)/2.
write(*,167)Trk
167 format('Temperatur gas rata-rata                    oF   =',f15.3)

```

```

write(*,311)
311 format('harga spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F]=' ,\ )
Read(*,*)cpe
LMTDk=Trk-Ts
write(*,169)LMTDk
169 format('perbedaan suhu LMTD oF =',f15.3)
write(*,170)
170 format('Koefisien perpindahan kalor dasar radiasi =',\ )
Read(*,*)hr
Vk=pk*lk*tk
Ak=2*tk*(pk+lk)+(2*pk*lk)
L=3.4*(Vk/Ak)
x=(pc+pw)*L
write(*,709)x
709 format('harga p.L [ft] =',f15.3)
write(*,710)
710 format('harga faktor bahan bakar dari tabel [ft] =',\ )
read(*,*)k
hrg1=hr*K
Qcb=Hrg1*Ak*LMTDk
write(1,166)Tk1,Trk,cpe,LMTDk,hr,Vk,Ak,L,x,k,hrg1,Qcb,pk,lk,tk
166 format('Temp. keluar saluran tubes bank asumsi oF =',f15.3,/
& 'Temperatur gas rata-rata oF =',f15.3,/
& 'harga spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F] =',f15.3,/
& 'perbedaan suhu LMTD oF =',f15.3,/
& 'Koefisien perpindahan kalor dasar radiasi =',f15.3,/
& 'Volume saluran [cu ft] =',f15.3,/
& 'Luas saluran [sg ft] =',f15.3,/
& 'Panjang Radiasi rata-rata [ft] =',f15.3,/
& 'harga p.L [ft] =',f15.3,/
& 'harga faktor bahan bakar [ft] =',f15.3,/
& 'Perpindahan kalor menyeluruh =',f15.3,/
& 'kebocoran kalor radiasi pd tube bank [Btu/h] =',f15.3,/
& 'panjang saluran boiler bank p[ft] =',f15.3,/
& 'lebar saluran boiler bank l[ft] =',f15.3,/
& 'Tinggi saluran boiler bank t[ft] =',f15.3)

```

C Kebocoran kalor radiasi pada ekonomiser

```

LMTDe=Trk-Tek
write(*,174)LMTDe
174 format('perbedaan suhu LMTD oF =',f15.3)
write(*,175)
175 format('Koefisien perpindahan kalor dasar radiasi =',\ )
Read(*,*)hr1
hrg2=hr1*K
Qce=Hrg2*Ak*LMTDe
Qbt=Qcb+Qce
Te2=Tb1-(Qbt/(mge*cpe))
write(*,179)Te2
179 format('Temperatur gas keluar saluran menjadi [oF] =',f15.3)
cx=Te2-Tk1
write(*,180)cx
180 format('Harga selisih toleransi < 5 F [oF] =',f15.3)
if(CX.GT.5)goto 5002
if(CX.LT.-5)goto 5002

```

```

write(1,173)LMTDe,hrl,hrg2,Qce,Qbt,cx
173 format('perbedaan suhu LMTD          oF          =',f15.3,/
$      'Koefisien perpindahan kalor dasar radiasi      =',f15.3,/
&      'Perpindahan kalor menyeluruh                  =',f15.3,/
$      'kebocoran kalor radiasi pd ekonomiser [Btu/h]   =',f15.3,/
$      'kebocoran kalor radiasi total [Btu/h]         =',f15.3,/
$      'Harga selisih toleransi < 5 F [oF]           =',f15.3)

```

### C Perhitungan Ekonomiser

```

4001 continue
Data do3,di3,Pp3,ST3,SL3/2.0,1.77,10.0,4.0,4.0/
Tew=Te2
Qe=ms*(hfe-hf)
write(*,190)
190 format('Jumlah pipa per baris utk ekonomiser Nw          =',\ )
Read(*,*)Nw3
write(*,303)
303 format('Jumlah aliran untuk aliran air ekonomiser          =',\ )
Read(*,*)S3
write(*,182)Tew
182 format('Temperatur gas masuk ekonomiser [oF] =',f15.3)
write(*,183)
183 format('Harga Cp asumsi pd Temp. gas asap masuk [oF] =',\ )
Read(*,*)Cps
Tew1=Qe/(mge*cps)
Tew2=Tew-Tew1
Ter=(Tew+Tew2)/2.
write(*,187)Ter
187 format('Temperatur rata-rata gas          oF          =',f15.3)
write(*,306)
306 format('harga spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F]=',\ )
Read(*,*)cpu
Teg=(Tek+Tw)/2.
Tfs=(Ter+Teg)/2.
write(*,189)Tfs
189 format('Temperatur film gas          oF          =',f15.3)
write(*,300)
300 format('harga spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F]=',\ )
Read(*,*)cpe
write(*,301)
301 format('harga viskositas gas          myu[Lb/ft.h]          =',\ )
Read(*,*)myue
write(*,302)
302 format('harga konduktivitas thermal gas k[Btu/ft.h.F] =',\ )
Read(*,*)ke
Wl=ms/S3
Gs=(mge*12.)/(Nw3*Pp3*(ST3-do3))
REg=(Gs*(do3/12.))/myue
Nul=0.229*(Reg**(0.632))
hc=(Nul*12.*ke)/do3
hi=(2.44*(Wl**(0.8))*Cpu)/di3**(1.8)
Trl=(Ter-32)*(5/9.)+273
L=((1.08*((SL3*ST3)-(0.785*(do3**2.))))/do3)*0.0254
K=((0.8+(1.6*pw))*(1-((0.38*Trl)/1000.))*(pw+pc))/((pw+pc)*L)**0.5
Eg1=0.9*(1-(2.71828**(-(K*L))))
z((((Tew+460)/100.))**(4.))-(((Tek+460.)/100.))**(4.))

```

```

hn1=(0.1713*0.9*eg1*z)/((Tew+460.)-(Tek+460.))
x=(do3/(24*Km))*a*log((do3/di3))
pU1=(1./(hc+hn1))+((1./hi)*(do3/di3))+0.001+(0.001*(do3/di3))+x
U1=1./pU1
LMTDe=((Tew-Tek)-(Tew2-Tw))/a*log((Tew-Tek)/(Tew2-Tw))
As=Qe/(U1*LMTDe)
write(*,204)As
204 format('Luas permukaan perpindahan panas pipa [sq ft] =',f15.3)
Ndl=As/(3.14*(do3/12.)*Nw3*pp3)
write(*,205)Ndl
205 format('Jumlah pipa penguap yang digunakan [rows] =',f15.3)
write(*,206)
206 format('Jlh pipa penguap yg digunakan seharusnya [rows] =',\ )
Read(*,*)Ndl
As1=Ndl*(3.14*(do3/12.)*Nw3*pp3)
Qt1=As1*U1*LMTDe
x=Qt1/Qe
if (x.GT.1.1)goto 4001
if (x.LT.1.0)goto 4001
Gd=(29.*492.)/(359.*(460.+Ter))
z=((ST3/do3)-1)**(0.43+(1.13*do3*SL3))
fg=((Rep**(-0.15))*(0.044+((0.08*(ST3/do3))/z)))
Drop=(9.3*(10**(-10.))*(Gs**2.)*fg*Ndl)/Gd
write(*,926)
926 format('spesifik volume air pd T=150 F vol[cu ft/lb] =',\ )
Read(*,*)vol
Va=((0.05*W1*vol)/(di3**2.))
write(*,211)Va
211 format('Kecepatan aliran air pada pipa ekonomiser[ft/s] =',f15.3)
if(va.GE.6)goto 4001
if(va.LE.2.)goto 4001

write(1,113)do3,di3,Nw3,Pp3,ST3,SL3
113 format('Diameter luar pipa penguap do[in] =',f15.3,/
& 'Diameter dalam pipa penguap di[in] =',f15.3,/
& 'Jumlah lebar(wide) pipa uap Nw[1/row] =',f15.3,/
& 'Panjang pipa penguap Pp[ft] =',f15.3,/
& 'transverse pitch ST[in] =',f15.3,/
& 'longitudinal pitch SL[in] =',f15.3)
write(1,181)Qe,Tew,cps,Tew1,Tew2,Tr1,cpu,Teg,Tfs,cpe,myue,ke
181 format('kal yg dibthkan utk ekonomiser Qe[Btu/h] =',f15.3,/
& 'Temperatur gas masuk ekonomiser [oF] =',f15.3,/
& 'Harga Cp asumsi pd Temp. gas asap masuk [oF] =',f15.3,/
& 'penurunan temperatur gas asap oF =',f15.3,/
& 'Temperatur gas keluar ekonomiser oF =',f15.3,/
& 'Temperatur rata-rata gas oF =',f15.3,/
& 'Temperatur rata-rata gas [oK] =',f15.3,/
& 'Spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F] =',f15.3,/
& 'Temperatur rata-rata air oF =',f15.3,/
& 'Temperatur film gas oF =',f15.3,/
& 'Spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F] =',f15.3,/
& 'harga viskositas gas myu[Lb/ft.h] =',f15.3,/
& 'harga konduktivitas thermal gas k[Btu/ft.h.F] =',f15.3)
write(1,191)S3,W1,Gs,Reg,Nul,hc,hi,L,K,Eg1,hn1,U1,LMTDe
191 format('Jumlah aliran untuk aliran uap =',f15.3,/
& 'Aliran gas menjadi [lb/h] =',f15.3,/

```

```

&      'Fluk massa gas minimum                      =',f15.3,/
&      'Reynold Numbers                            =',f15.3,/
&      'Nusselt Numbers                            =',f15.3,/
&      'koefisien perpin konveksi film gas hc      =',f15.3,/
&      'koefisien perpin konveksi film uap hi     =',f15.3,/
&      'Panjang radiasi rata-rata                  =',f15.3,/
&      'Harga faktor bahan bakar                   =',f15.3,/
&      'Harga emisivitas gas                       =',f15.3,/
&      'koefisien perpin non-lominous radiasi hn   =',f15.3,/
&      'koefisien perpin menyeluruh U [Btu/sq ft.h.F] =',f15.3,/
&      'perbedaan suhu LMTDe                       oF =',f15.3)
write(1,207)Ndl,Asl,Qtl,Gd,fg,Drop,vol,va
207 format('Jlh pipa penguap yg digunakan seharusnya [rows] =',f15.3,/
&      'Luas permukaan perpin. pipa seharusnya [sq ft] =',f15.3,/
&      'Kalor yg dipindahkan ke ekonomiser [Btu/h] =',f15.3,/
&      'Density gas [lb/cu.ft] =',f15.3,/
&      'Faktor gesekan =',f15.3,/
&      'Drop tekanan [in wc] =',f15.3,/
&      'spesifik volume air pd T=150 F vol[cu ft/lb] =',f15.3,/
&      'kecepatan aliran air dalam pipa [ft/s] =',f15.3)

```

C Efisiensi Generator uap

```

ess=1089+(0.46*tew2)-80
ML=((9*H)+Ao)*ess
cf=(Cr*Wr)+Au
MCAL=wa*0.0088*cf*(Tew2-80)
Wdg=wa+l-Au-(Cr*Wr)-((9*H)+Ao)
DGL=Wdg*Wr*(Tew2-80)
RUL=(3/100.)*HHV
los=ML+MCAL+DGL+RUL
ef2=((HHV-los)/HHV)*100
x=ef2-ef1
if(x.GT.5.)goto 911
if(x.LT.-5.)goto 911

```

```

write(1,950)DGL,ML,MCAL,RUL,los,ef1,ef2,x
950 format('Rugi panas karena sisa gas yg keluar cerobong =',f15.3,/
&      'Rugi panas krn terbtck uap air dlm bahan bakar =',f15.3,/
&      'Rugi panas krn kandungan uap air pd udara pembkr=',f15.3,/
&      'rugi panas radiasi dapur =',f15.3,/
&      ' Total loses =',f15.3,/
&      'efisiensi generator uap asumsi [%] =',f15.3,/
&      'efisiensi generator uap [%] =',f15.3,/
&      'perbedaan efisiensi asumsi dgn analisa [%] =',f15.3)
Close(1)
end

```



kal yg dibthkan utk menguapkan air $Q_{abs}$ [Btu/h]	=	68755000.000
efisiensi generator uap yang diasumsikan [%]	=	85.000
kal kotor yg dihslnkan oleh bahan bakar[Btu/h]	=	80888230.000
bahan yang harus dibakar $BB_{fire}$ [lb/h]	=	6908.063
nilai bakar HHV[Btu/lb]	=	11709.250
nilai bakar LHV1[Btu/lb]	=	11072.770
nilai bakar LHV [KJ/kg]	=	25755.260
percentase jumlah udara lebih [%]	=	30.000
Keb. udara teoritis [lb air/lb fuel]	=	8.683
Keb.udara aktual [lb air/lb fuel]	=	11.288
Faktor pengotor padat	=	0.110
massa gas asap $m_{ge}$ [lb/h]	=	84127.400
panjang dapur $p$ [ft]	=	12.000
lebar dapur $l$ [ft]	=	15.000
Tinggi dapur $t$ [ft]	=	25.000
Volume dapur $V_f$ [ft <sup>3</sup> ]	=	4500.000
Nilai kalor bersih $NCV$ [Btu/h]	=	76491390.000
Luas permukaan total furnance $A_f$ [ft <sup>2</sup> ]	=	1530.000
fluks kalor $Q''$ [Btu/h.ft <sup>2</sup> ]	=	49994.380
Temperatur gas keluar furnance $T_2$ [oF]	=	1830.000
Harga entalpi gas $hg$ [Btu/lb] pada tabel	=	480.000
Klr radiasi yg meninggalkan furnace $Q_{fe}$ [Btu/h]	=	40381150.000
Klr radiasi yang diserap $Q_{ab}$ [Btu/h]	=	36110240.000
Diameter luar pipa penguap $d_o$ [in]	=	3.500
Diameter dalam pipa penguap $d_i$ [in]	=	3.068
Jumlah lebar(wide) pipa uap $N_w$ [l/row]	=	12.000
Panjang pipa penguap $P_p$ [ft]	=	15.000
transverse pitch $ST$ [in]	=	7.000
longitudinal pitch $SL$ [in]	=	7.000
Temperatur gas rata-rata $Tr$ [oF]	=	1752.500
Temperatur gas rata-rata $Tr$ [oK]	=	1228.833
Spesifik perpindahan panas gas $C_p$ [Btu/Lb.F]	=	0.313
Temperatur Film Gas $T_f$ [F]	=	1076.770
Spesifik perpindahan panas gas $C_p$ [Btu/Lb.F]	=	0.290
harga viskositas gas $\mu$ [Lb/ft.h]	=	0.087
harga konduktivitas thermal gas $k$ [Btu/ft.h.F]	=	0.034
Luas minimum aliran bebas gas asap $A_g$ [sq ft]	=	52.500
Fluk massa gas minimum $G_d$ [lb/sq ft.h]	=	1602.427
Angka Reynold Numbers $Re$	=	5372.120
Angka Nusselt Numbers $Nu$	=	52.154
koefisien perpin konveksi $h_c$ [Btu/sq ft.h.F]	=	5.990
Panjang radiasi rata-rata	=	0.309
Harga faktor bahan bakar	=	0.456
Harga emisivitas gas	=	0.118
koefisien perpin non-lominous $h_N$ [Btu/sq ft.h.F]	=	3.439
koefisien perpin menyeluruh $U$ [Btu/sq ft.h.F]	=	9.130
Temperatur gas asap keluar pipa' terjal $T_2$ [F]	=	1675.000
perbedaan suhu LMTD $LMTD$ [F]	=	1349.977
Jumlah pipa penguap yang digunakan [rows]	=	2.000
Luas permukaan perpindahan panas pipa $A$ [sq ft]	=	329.700
kalor radiasi yg diterima pipa terjal $Q$ [Btu/h]	=	4063584.000
Density gas [lb/cu.ft]	=	0.018
Faktor gesekan	=	0.056
Drop tekanan [in wc]	=	0.015
Diameter luar pipa penguap $d_o$ [in]	=	3.500
Diameter dalam pipa penguap $d_i$ [in]	=	3.068

Jumlah lebar(wide) pipa uap	Nw[1/row]	=	12.000
Panjang pipa penguap	Pp[ft]	=	10.000
transverse pitch	ST[in]	=	7.000
longitudinal pitch	SL[in]	=	7.000
Laju perpindahan kalor pd superheater uap	Qs[Btu/h]	=	11060000.000
Temperatur gas masuk superheater	T1[F]	=	1675.678
Harga Cp asumsi pd Temp. gas asap masuk	[oF]	=	0.310
penurunan temperatur gas asap	Tdrop[F]	=	424.088
Temperatur gas keluar	T2[F]	=	1251.590
Temperatur rata-rata gas	Tr[F]	=	1463.634
Temperatur rata-rata gas	Tr[K]	=	1068.352
spesifik perpindahan panas gas	Cp[Btu/Lb.F]	=	0.304
Temperatur rata-rata uap	Tru[F]	=	600.520
Temperatur film gas	Tf[F]	=	1032.077
Harga Cp diasumsikan tergantung temp. film gas		=	0.288
Harga myu diasumsikan tergantung temp. film gas		=	0.086
Harga Ks diasumsikan tergantung temp. film gas		=	0.033
Jumlah aliran untuk aliran uap		=	6.000
Fluk massa gas minimum		=	2403.640
Reynold Numbers		=	4658.217
Nusselt Numbers		=	47.660
koefisien perpindahan konveksi film gas hc		=	5.392
koefisien perpindahan konveksi film uap hi		=	135.076
panjang radiasi rata-rata		=	0.309
Harga faktor bahan bakar		=	0.509
Harga emisivitas gas		=	0.131
koefisien perpindahan non-luminous radiasi hn		=	4.210
koefisien perpindahan menyeluruh U [Btu/sq ft.h.F]		=	8.658
perbedaan suhu LMTDs	oF	=	863.052
Jumlah pipa penguap yang digunakan [rows]		=	14.000
Luas permukaan perpindahan pipa seharusnya [sq ft]		=	1538.600
kalor yg hrs dipindahkan ke superheater [Btu/h]		=	11496830.000
Density gas	[lb/cu.ft]	=	0.021
Faktor gesekan		=	0.056
Drop tekanan	[in wc]	=	0.205
Diameter luar pipa penguap	do[in]	=	3.500
Diameter dalam pipa penguap	di[in]	=	3.068
Jumlah lebar(wide) pipa uap	Nw[1/row]	=	32.000
Panjang pipa penguap	Pp[ft]	=	12.500
transverse pitch	ST[in]	=	7.000
longitudinal pitch	SL[in]	=	7.000
Temperatur gas asap keluar evaporator	T2 [F]	=	580.000
Temperatur Gas rata-rata	[oF]	=	915.795
Temperatur rata-rata	[oK]	=	763.997
Harga Cp diasumsikan tergantung temp. gas rata^2		=	0.284
Temperatur Film Gas	[oF]	=	658.418
Harga Cp diasumsikan tergantung temp. film gas		=	0.274
Harga myu diasumsikan tergantung temp. film gas		=	0.070
Harga Ks diasumsikan tergantung temp. film gas		=	0.026
Luas minimum aliran bebas gas asap [sq ft]		=	116.667
Fluk massa gass		=	721.092
Reynold Numbers		=	3004.550
Nusselt Numbers		=	36.124
koefisien perpindahan konveksi hc		=	3.220
Panjang radiasi rata-rata		=	0.309
Harga faktor bahan bakar		=	0.608

Harga emisivitas gas	=	0.154
koefisien perpindahan panas non-luminous hn	=	2.241
koefisien perpindahan panas menyeluruh U [Btu/sq ft.h.F]	=	5.360
perbedaan suhu LMTD oF	=	430.860
Jumlah pipa penguap yang digunakan [rows]	=	19.000
Luas permukaan perpindahan panas pipa seharusnya [sq ft]	=	6960.333
kalor yg diterima evaporator [Btu/h]	=	16072970.000
Density gas [lb/cu.ft]	=	0.029
Faktor gesekan	=	0.061
Drop tekanan [in wc]	=	0.020
Qtotall penguapan ditinjau dari sisi gas asap	=	56246800.000
Qtotall penguapan ditinjau dari sisi uap jenuh	=	54202000.000
Temp. keluar saluran tubes bank asumsi oF	=	565.000
Temperatur gas rata-rata oF	=	571.931
harga spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F]	=	0.271
perbedaan suhu LMTD oF	=	170.891
Koefisien perpindahan panas dasar radiasi	=	0.800
Volume saluran [cu ft]	=	2250.000
Luas saluran [sg ft]	=	1035.000
Panjang Radiasi rata-rata [ft]	=	7.391
harga p.L [ft]	=	1.700
harga faktor bahan bakar [ft]	=	1.400
Perpindahan panas menyeluruh	=	1.120
kebocoran panas radiasi pd tube bank [Btu/h]	=	198096.300
panjang saluran boiler bank p[ft]	=	12.000
lebar saluran boiler bank l[ft]	=	15.000
Tinggi saluran boiler bank t[ft]	=	12.500
perbedaan suhu LMTD oF	=	421.931
Koefisien perpindahan panas dasar radiasi	=	0.100
Perpindahan panas menyeluruh	=	0.140
kebocoran panas radiasi pd ekonomiser [Btu/h]	=	61137.730
kebocoran panas radiasi total [Btu/h]	=	259234.100
Harga selisih toleransi < 5 F [oF]	=	2.490
Diameter luar pipa penguap do[in]	=	2.000
Diameter dalam pipa penguap di[in]	=	1.770
Jumlah lebar(wide) pipa uap Nw[1/row]	=	12.000
Panjang pipa penguap Pp[ft]	=	10.000
transverse pitch ST[in]	=	4.000
longitudinal pitch SL[in]	=	4.000
kalor yg dibthkan utk ekonomiser Qe[Btu/h]	=	3493000.000
Temperatur gas masuk ekonomiser [oF]	=	567.490
Harga Cp asumsi pd Temp. gas asap masuk [oF]	=	0.271
penurunan temperatur gas asap oF	=	153.212
Temperatur gas keluar ekonomiser oF	=	414.279
Temperatur rata-rata gas oF	=	490.885
Temperatur rata-rata gas [oK]	=	527.936
Spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F]	=	0.269
Temperatur rata-rata air oF	=	115.000
Temperatur film gas oF	=	302.942
Spesifik perpindahan panas gas Cp[Btu/Lb.F]	=	0.261
harga viskositas gas myu[Lb/ft.h]	=	0.050
harga konduktivitas thermal gas k[Btu/ft.h.F]	=	0.019
Jumlah aliran untuk aliran uap	=	6.000
Aliran gas menjadi [lb/h]	=	8333.333
Fluk massa gas minimum	=	4206.370
Reynold Numbers	=	14021.230

Nusselt Numbers	=	95.632
koefisien perpindahan konveksi film gas hc	=	10.902
koefisien perpindahan konveksi film uap hi	=	321.696
Panjang radiasi rata-rata	=	0.176
Harga faktor bahan bakar	=	0.906
Harga emisivitas gas	=	0.133
koefisien perpindahan non-luminous radiasi hn	=	0.479
koefisien perpindahan menyeluruh U [Btu/sq ft.h.F]	=	10.648
perbedaan suhu LMTDe °F	=	374.345
Jlh pipa penguap yg digunakan seharusnya [rows]	=	14.000
Luas permukaan perpindahan. pipa seharusnya [sq ft]	=	879.200
Kalor yg dipindahkan ke ekonomiser [Btu/h]	=	3504465.000
Density gas [lb/cu.ft]	=	0.042
Faktor gesekan	=	0.061
Drop tekanan [in wc]	=	0.338
spesifik volume air pd T=150 F vol[cu ft/lb]	=	0.016
kecepatan aliran air dalam pipa [ft/s]	=	2.168
Rugi panas karena sisa gas yg keluar cerobong	=	427.501
Rugi panas krn terbtk uap air dlm bahan bakar	=	734.136
Rugi panas krn kandungan uap air pd udara pembkr	=	1.660
rugi panas radiasi dapur	=	351.277
Total loses	=	1514.575
efisiensi generator uap asumsi [%]	=	85.000
efisiensi generator uap [%]	=	87.065
perbedaan efisiensi asumsi dgn analisa [%]	=	2.065

