

ABTCP
Reg. 215



ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA TÉCNICA DE CELULOSE E PAPEL
CEP 04108 - Rua Ximbá, 165 - Fone: (011) 572.9182 - Telex: (11) 34 125LOSE BR - São Paulo - SP - Brasil

C U R S O

Conceitos atuais e futuros sobre autogeração de energia em fábricas de celulose



31 DE MARÇO DE 1992
DAS 9h00 - 12h00
14h00 - 17h00

WERNER ADELMANN
RIOCELL S.A.

31/03/92 ABTCP
Associação Brasileira Técnica de
Celulose e Papel
CENTRO DE INFORMAÇÕES

Conceitos atuais e futuros sobre Auto-geração de energia em Fábricas de Celulose

1. Evolução do custo de Energia Elétrica.

A utilização de energia elétrica é uma das características predominantes de nossa era industrial. Se considerarmos como início de nossa era a revolução industrial que se iniciou no século passado na Inglaterra com a substituição maciça de força mecânica por esforço humano, naturalmente que é necessário cada vez mais energia para compensar a redução de esforços humanos.

A eletricidade por sua vez cuja, utilização começou pouco após o início da revolução industrial pode ser considerada como uma energia intermediária, que independente de sua transformação (hidráulica, térmica etc..) possibilita às indústrias uma forma limpa e segura para mover seus equipamentos com precisão e confiabilidade insuperáveis.

O próprio conforto humano nos dias de hoje seria inimaginável sem a eletricidade.

Se examinarmos a evolução na geração de energia elétrica vamos observar que inicialmente a energia primária de geração era constituída pelo potencial hídrico passando aos recursos energéticos e modernamente fazendo uso também da recente desenvolvida energia nuclear.

Estes recursos energéticos, porém, não são ilimitados e considerando especialmente o incremento das necessidades tendem senão a exaustão (ainda não prevista mesmo a longo prazo) ao menos a uma majoração de custo que deve ser prevista especialmente para indústrias de alto valor energético agregado como é o caso das Indústrias de Celulose e Papel.

Duas premissas básicas norteiam as nossas decisões:

O tempo de energia barata já passou, e

Qualquer tecnologia nova deve levar em conta a utilização racional de energia sem o qual está condenada ao insucesso.

O Anexo 1 a seguir nos mostra a evolução do preço do Mwh em alguns países produtores de celulose e papel. Podemos observar que o Japão se constitui em um exemplo a parte o que nos faz entender o esforço de sua indústrias de celulose no tratamento da energia.

Já o Anexo 2 nos mostra a evolução de custo em nosso país que é deveras confuso. Embora a tendência seja de alta com planos energéticos traçados até o ano 2.010 quando previsto uma tarifa em torno de 100 US\$/Mwh, devido aos diversos planos econômicos sua correlação com o US\$ nos mostra uma curva extremamente irregular. De uma maneira geral podemos dizer que acostumados a uma energia elétrica pública barata poucos esforços tem sido dispendidos pela indústria no sentido de racionalizar o seu uso. Assim a geração era considerada como um sub-produto quantificado muito mais pelo investimento que pelo benefício.

Os órgãos governamentais, , consideravam sempre a energia como um benefício social e a amortização dos investimentos não era levada em conta no cálculo da tarifa.

As dificuldades financeiras do país com sua sujeição as rígidas normas do FMI, estão a requerer uma política tarifária mais real em que o custo de geração deverá contemplar também as despesas financeiras além das despesas das concessionárias de distribuição que todos sabemos requererem aperfeiçoamento em seus sistemas administrativos.

Assim deveremos estar preparados para em um futuro muito próximo termos que administrar em nossas empresas energia a base de 100 US\$/Mwh o que vai requerer um esforço adicional em toda a área de energia.

Neste particular o Brasil representa um caso sui-generis: para a produção de 01 tonelada de celulose mesmo considerada branqueada do tipo exportação o valor representado pela energia elétrica pública, situa-se em torno do valor agregado da matéria prima madeira. Claro está que o custo de energia através da auto-geração está bastante abaixo dos valores de mercado, porém dentro da atual regulamentação tarifária existiria ao menos teoricamente a possibilidade da venda da energia pelos preços em vigor.

2. Necessidades energéticas de modernos complexos de celulose.

Além do nível de preços anteriormente visto existe, no Brasil um outro fator a considerar em projetos vinculados a altas demandas de energia ou seja: a carência física de energia através das concessionárias. O não cumprimento das metas traçadas nos anos de 70 quando o crescimento do Brasil atingia cifras de 1º mundo e o fracasso do plano atômico inibiram investimentos no setor energético com reflexos cada vez mais eminentes que só foram atenuadas pela recessão econômica dos anos de 80. Assim, a recuperação da economia brasileira em que todos acreditamos, terá como um dos obstáculos a serem vencidos a obtenção e alocação de grandes recursos no setor energético. Atualmente dificilmente poderemos, em novos projetos basear nossas demandas de energia na disponibilidade da rede pública. É portanto condição sine-qua-non que uma atual instalação destinada a produzir celulose e papel seja desde o início concebida como autoprodutora. É de salientar ainda que devido às grandes distâncias que separam estes complexos industriais das grandes metrópolis a geração da maioria dos insumos químicos também esteja prevista na implantação. A demanda de energia para as plantas químicas é considerável fazendo com que as estimativas energéticas válidas para Escandinávia e Estados Unidos não possam ser simplesmente aplicadas às nossas condições.

A indústria de celulose, porém tem como primordial característica energética a necessidade de energia térmica e elétrica que combinadas permitem uma co-geração extremamente econômica. Tal já não é o caso da indústria papelreira pura nem da utilização de processos de polpeamento como mecânicos ou semi-químicos nas quais não é extraída a lignina, fator principal na equação energética do complexo.

Assim para estas indústrias se torna praticamente imperativo sua proximidade a reservas hidráulicas de exploração comercial. Tal é o caso entre nós da PISA que deverá investir num futuro próximo em uma usina hidroelétrica para poder ampliar a sua linha de produção atual.

Outro fator a ser considerado hoje em dia é a energia destinada às grandes demandas de água de refrigeração e ao tratamento dos efluentes. Enquanto que em países frios como Escandinávia e Canadá a água de refrigeração dificilmente atinge valores superiores a 18 °C e portanto os valores dos fluxos se mantêm relativamente baixos, em nosso clima valores da ordem de 30 °C devem ser considerados existindo apenas um acréscimo de 10 °C para aquecimento se lançado de volta ao manancial. (Temperatura máxima de lançamento segundo a Norma Brasileira 40 °C). Se por outro lado se mostrar inviável o circuito aberto de água de refrigeração, deverá ser feito uso de uma Torre de Arrefecimento, o que por sua vez dada a situação tropical de nosso país, proporcionará uma água de refrigeração com uma temperatura (em torno de 35 °C) o que demandará maior potência de bombeamento bem como considerável energia de refrigeração.

O tratamento de efluentes com exigências cada vez maiores está a exigir tratamento secundário e em casos isolados terciário cuja demanda de energia deve ser considerada. Finalmente a utilização de ozônio (O₃), se for requerido no branqueamento, está a exigir não só energia como também potência de resfriamento (inclusive com utilização de sistemas de refrigeração) que se não forem previstos poderão causar sérios desbalanceamentos nos sistemas energéticos. O ozônio principalmente deverá ser energeticamente muito bem gerenciado, pois seu curto período de vida está a exigir imediato consumo, impedindo qualquer estocagem intermediária, de modos que qualquer distúrbio energético na planta de geração, representa perda de produção. Por outro lado está a desbalancear o sistema Vapor / Energia por não demandar qualquer espécie de vapor, mas somente valores consideráveis de energia elétrica.

5. Balanços de energia e vapor.

Vamos determinar as necessidades de vapor e energia para uma fábrica de celulose que utiliza uma tecnologia no estado da arte e possui uma capacidade para produzir anualmente 420.000 toneladas de celulose branqueada. Esta capacidade é hoje em dia considerada como uma produção confortável para ser atingida com uma linha de produção única capaz de oferecer uma boa taxa de retorno.

Demais condições de projeto assumidas podem ser assim resumidas:

Tipo de matéria prima	Eucaliptus
Cozimento	Contínuo CC
Pré-branqueamento.....	O ₂
Branqueamento	Z - E _(op) -D - D
Alvura da celulose	90 ° ISO
Secagem úmida	Fourdrinier
seca.....	Air borne
Licor preto forte concentração	72 %
Parâmetros caldeiras	64/465
Combustível caldeira auxiliar.....	Biomassa + Cavacos
Produção de Cloro/soda.....	Para consumo próprio
Sistema de Dióxido de Cloro	Integrado
Geração de energia.....	Auto suficiente
Resfriamento de água.....	Torre de arrefecimento.

No Anexo 03 ficam estabelecidas as condições padrões para os níveis de vapor tanto de geração como de distribuição. Os valores considerados são tradicionais sendo utilizados há pelo menos 02 décadas na indústria de celulose.

No Anexo 04 é realizado um balanço termo-energético de uma planta de celulose no estado da arte. Os valores específicos adotados são os comumente verificados nas indústrias brasileiras.

No Anexo 05 é são calculadas as condições do turbo-gerador baseados no programa Molturb, que permite igualmente a visualização das transformações térmicas no diagrama de Mollier. O rendimento de 85% para as transformações que tem lugar na zona de vapor superaquecido e 80% para a zona de vapor saturado devem ser consideradas como máximas.

Valores Finais do Balanço Termo-Energético

Vapor de 64 Bar/465 °C

Turbo Gerador.....	339,14	
Turbo Bomba	<u>16,00</u>	
Total.....	355,14	t/h
Potência Elétrica.....	51,50	MW

6. Disponibilidade energética própria.

O combustível natural de uma Indústria de Celulose é constituído da lignina proveniente do processo de polpeamento. Esta lignina deve ser queimada para possibilitar o reaproveitamento dos insumos químicos, constituindo-se na fonte primária de energia do processo Kraft.

O valor a ser atribuído ao custo deste combustível pode variar segundo o critério de cada empresa (desde 0 ao custo correspondente da madeira) é, porém, uma energia disponível que deverá ser aproveitada da melhor maneira para reduzir ao máximo o custo energético do empreendimento.

Um balanço químico do processo de cozimento nos mostra que para celulose proveniente de eucalipto com uma saída no digestor de um valor $Kappa = 15$ reduzido na deslignificação para em torno de um número 11 nos permite com bastante precisão admitir uma relação de:

$$1,31 \text{ TSS/TAD}$$

Admitimos que o licor proveniente do cozimento tem aproximadamente a seguinte composição: 65% sólidos orgânicos, 37% sólidos inorgânicos e 2% de perdas. O poder calorífico inferior do licor negro a uma concentração de 72% é da ordem de;

$$P_{ci} = 14.800 \text{ kJ/kg}$$

Assim a energia térmica horária disponível será de :

$$Q = 1,31 \text{ TSS/TAD} * 1280/24 \text{ TAD/h} * 14.800 \text{ KJ/kg} = 1.035 \text{ MJ/h}$$

A eficiência global de uma moderna caldeira de recuperação é da ordem de 70% e considerando a água de alimentação com uma temperatura de 130 °C e o vapor gerado de 64 BAR e 465 °C, temos:

$$\begin{aligned} H_v &= 3334 \text{ kJ/kg} \\ H_a &= 547 \text{ kJ/kg} \\ \Delta H &= 2787 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Assim a quantidade de vapor gerada pela caldeira será:

$$G \text{ ton/h} = 1.035 \text{ MJ/h} * 0,7 / 2787 \text{ kJ/kg} = 260 \text{ ton/h}$$

Descontando-se ainda : 1% de blow-down e 8 ton/h de sopradores de fuligem temos que a geração líquida da caldeira será de;

$$G \text{ ton/h} = 248 \text{ ton/h}$$

Assim ainda é necessária uma fonte secundária para gerar : $355,14 - 248 = 107,14$ ton/h de vapor. Considerando que esta caldeira tem um consumo próprio de aprox. 7,5 ton/h de vapor (1% Blow-down + 6,0 ton para sopradores de fuligem), necessitamos gerar **115 ton/h de vapor em caldeira auxiliar.**

7. Recursos energéticos adicionais.

Estas 115 ton/h de vapor deverão ser geradas com um combustível adicional. Dentro da Indústria de Celulose temos como sub-produto a casca e os resíduos de picagem que constituem um bom combustível para complementar as necessidades energéticas.

Assim passamos a analisar inicialmente o resíduo florestal oriundo da madeira utilizada no processo.

O balanço químico nos mostra que para 1 TAD de celulose são necessários 1,73 toneladas de madeira absolutamente seca (BD) correspondendo a um rendimento de 52 %. Como resíduos florestais para eucaliptos são consideradas para as condições brasileiras os seguintes índices: **10 % de casca e 5,5 % como resíduos de picagem.** Assim para cada TAD teremos:

$$\begin{aligned} 1 \text{ TAD} * 1,73 \text{ T}_{BD}/\text{TAD} * 0,100 * 1000 \text{ kg/T} &= \mathbf{173 \text{ kg de casca}} \\ 1 \text{ TAD} * 1,73 \text{ T}_{BD}/\text{TAD} * 0,055 * 1000 \text{ kg/T} &= \mathbf{95 \text{ kg de resíduos}} \end{aligned}$$

Deve ser ressaltado que o poder calorífico da madeira é função primordial da umidade, variando relativamente pouco em relação as diversas espécies utilizadas na indústria no Brasil.

Os Anexos 06 e 07 nos mostram a correlação entre o poder calorífico e a umidade para casca e resíduos determinados para as condições brasileiras.

Como valores de projeto podemos utilizar um valor de umidade de 50% que corresponde a média das condições para projetos em climas tropicais.

Assim pelos gráficos teremos:

$$\begin{aligned} \text{Para casca} & \text{-----} > P_{ci} = \mathbf{6900 \text{ kJ/kg}} \\ \text{Para resíduos} & \text{-----} > P_{ci} = \mathbf{7940 \text{ kJ/kg}} \end{aligned}$$

A quantidade de energia disponível, portanto nos resíduos florestais será de:

$$\begin{aligned} 1280 \text{ TAD} * 173 \text{ kg/TAD} * 6900 \text{ KJ/kg} &= & 1.528.000 & \text{ MJ} \\ 1280 \text{ TAD} * 95 \text{ kg/TAD} * 7940 \text{ KJ/kg} &= & \underline{965.500} & \text{ MJ} \\ \text{Total} &= & \mathbf{2.493.500} & \text{ MJ} \end{aligned}$$

$$\text{Ou seja por hora: } 2.493.500 / 24 = \mathbf{103.896 \text{ MJ.}}$$

Normalmente este resíduo é aproveitado em caldeiras próprias para este fim com combustão sobre grades móveis ou esteiras apresentando um rendimento de combustão relativamente baixo (**82 a 83 %**). Uma melhor técnica de queima seria a pré-secagem dos resíduos através dos gases de exaustão o que poderia aumentar em 2 a 3 pontos percentuais o rendimento do gerador de vapor. Para o nosso estudo vamos, porém, nos ater ao caso clássico considerando um rendimento no gerador de vapor de **82,50 %**.

Temos portanto condições de gerar com estes resíduos florestais:

$103.896 \text{ MJ} * 0,825 / 2.787 \text{ MJ/T} = 30,75 \text{ toneladas de vapor.}$

Isto nos mostra que necessitamos ainda : $115 - 30,75 = 84,25 \text{ t/h de vapor}$ a ser gerado com biomassa (cavacos e casca) destinados unicamente ao fim energético.

Cada T_{BD} de madeira considerando 50 % de umidade dará 02 toneladas de madeira úmida e considerando ainda 10% de casca, nos dará um valor energético de:

$$\begin{aligned} 2000 \text{ kgs} * 7940 \text{ kJ/kg} &= 15880 \text{ MJ} \\ 200 \text{ kgs} * 6900 \text{ kJ/kg} &= \underline{1380 \text{ MJ}} \\ \text{Total} &= 17260 \text{ MJ} \end{aligned}$$

Representando uma geração de:

$17260 \text{ MJ} * 0,825 / 2787 \text{ MJ/T}_{BT} = 5,11 \text{ toneladas de vapor.}$

Necessitamos assim adicionalmente a madeira destinada ao polpamento o seguinte volume de madeira:

$$84,25 \text{ t/h} / 5,11 \text{ t}_v / T_{BD} = 16,50 T_{BD}/h = 396 T_{BD}/\text{dia}$$

Afim de visualizar melhor este volume de madeira podemos fazer as seguintes considerações:

$$\text{Pêso específico da madeira} = 475 \text{ kg/m}^3 \text{ sólidos}$$

$$1 \text{ m}^3_{BD} \text{ sólido} = 1,42 \text{ st}_{BD}$$

Temos portanto:

$$396 T_{BD}/\text{dia} / 0,475 \text{ kg/m}^3 = 833,68 \text{ m}^3 \text{ sólido}_{BD}$$

E:

$$833,68 \text{ m}^3 \text{ sólidos}_{BD} * 1,42 \text{ st}_{BD}/\text{m}^3 \text{ sólidos} = 1.183,83 \text{ st}_{BD}/\text{dia}$$

Como nossa madeira possui uma umidade de 50 %:

$$1.183,83 \text{ st}_{BD} / \text{dia} * 2,0 \text{ st}/\text{st}_{BD} * 420.000 \text{ TAD}/\text{ano} / 1280 \text{ TAD}/\text{dia} =$$

$$776.889 \text{ st}/\text{ano}$$

Considerando ainda um incremento de 40 st/ha/ano teremos:

$$776.889 \text{ st}/\text{ano} / 40 \text{ st}/\text{ha}/\text{ano} = 19.422 \text{ hectares para florestas energéticas.}$$

Assim para melhor visualizarmos o que representa a floresta podemos fazer as seguintes considerações:

Produção de celulose	420.000 T/a	58.673 hectares úteis
Produção de energia	405.563 Mwh/a	19.422 hectares úteis.

Relação entre florestas energéticas e florestas para polpas = 33 %

Se ao invés de aproveitarmos os resíduos florestais e complementarmos com madeira utilizássemos carvão (caso Riocell) ou óleo teríamos os seguintes consumos anuais:

Oleo Combustível.....	70.000 toneladas
Carvão Mineral Energético (37 % cinza.....)	162.000 toneladas

8. - Análise energética.

Os estudos efetuados, embora espelham a realidade, nos mostram que são consideráveis as demandas de energia requeridas pela indústria de celulose e papel, e a menos que estes consumos sejam bem gerenciados, parte dos lucros podem ser drenados, sem que se busque alguma alternativa muitas vezes de difícil execução.

Em primeiro lugar a energia como já foi dito anteriormente não pode mais ser tratada como um sub-produto e merece um gerente que se dedique profundamente a sua racional produção e uso.

As questões que envolvem energia já devem ser gerenciadas desde o projeto, escolhendo-se além das melhores condições de geração, também os melhores recursos para seu aproveitamento. Por exemplo um estudo realizado pela **Scanpump** na indústria de celulose suéca, mostrou que o rendimento médio das bombas instaladas era de apenas 16 %. Isto se deve ao exagero dos coeficientes de segurança em utilização. Recomenda-se o usos de variadores de velocidade onde aplicáveis (grande faixa de operação) bem como nos motores dos ventiladores de grande porte nas caldeiras. Hodiernamente o sistema de variação de frequência é muito empregado na Europa e Estados Unidos e mais recentemente em nosso país. Deve ser evitado o uso de pequenas turbinas a vapor (com exceção das turbo-bombas por motivo de segurança) pois estas além de possuírem um rendimento bastante baixo, tem uma péssima curva de rendimento. A utilização de variadores de velocidade na maioria dos casos dispensa a utilização de igualmente dispendiosas válvulas de controle.

Por outro lado a escolha correta dos níveis de Média e Baixa Pressão é extremamente importante. Normalmente existe um exagero tanto nas pressões como nas temperaturas de superaquecimento do vapor. Digno de nota é o novo sistema de cozimento da KAMYR com a tecnologia XMCC no qual utiliza uma temperatura de cozimento da ordem de 165 °C. Isto permite operar com um nível de Média Pressão de 8 BAR, e uma extração na turbina de 8,5 BAR.

Outro fator a destacar é o conceito global de perda ou economia de energia. Assim hodiernamente cada fornecedor sente-se em condições de apregoar boas economias de energia em sua nova tecnologia. Normalmente os digestores estão cada vez a demandar menos consumo de vapor. Por outro lado esta economia de vapor resulta numa temperatura de licor fraco menor.

A evaporação por sua vez necessita repor toda a economia do digestor e para poder também demonstrar o máximo de economia permite o flasheamento do vapor concentrado, de maneiras, que para atingir novamente a temperatura de queima, o licor deverá sofrer outro aquecimento através de dispendiosos aquecedores na caldeira.

Melhor solução será: o digestor fornecer licor fraco com grande aquecimento, a evaporação estocar o licor forte em tanque pressurizado com a temperatura de queima, o que evita investimentos desnecessários e energia de recirculação durante todo o tempo de operação.

9. Escolha dos parâmetros pressão / temperatura

Ultimamente tem sido gerados diversos trabalhos no sentido de analisar os melhores parâmetros para o par pressão / temperatura para as nossas condições. As caldeiras construída na década de 70 (RioCELL, Cenibra e Aracruz) todas possuíam o par 64 Bar / 465 °C. Posteriormente na década de 80 surgiu aqui no Brasil a primeira caldeira construída (PCC) com o par 85 Bar / 485 °C, o mesmo prevalecendo para a nova Caldeira da Bahia Sul. Aracruz e RioCELL em suas ampliações optaram por permanecer fieis as condições anteriores, pois a mudança destas condições implicaria em mais um nível de vapor e portanto investimentos de monta não justificáveis economicamente.

Embora no Japão devido ao seu alto preço de energia a tecnologia de altas pressões e altas temperaturas já seja aplicado e dominado há algum tempo, no Brasil ainda, devido a utilização dos materiais tradicionais no Superaquecedor é considerado prudente não ultrapassar a temperatura de 485 °C.ora O material principal empregado para os tubos do Superaquecedor é constituído pelo aço liga A - 355 Gr - 12 (Din 13 Cr Mo 44) que para uma temperatura de 510 °C possui um valor de $\sigma = 773 \text{ kg/cm}^2$ o que permite que tubos com diâmetro de 2 1/2 " e 7 mm de parede apresentam um coeficiente de segurança igual a 2, para a pressão de 85 Bar. Na realidade não existe limite metalúrgico para a pressão sendo que somente a temperatura é limitada operacionalmente pelos riscos de incrustações. Não é apenas a temperatura do vapor que é responsável pelas incrustações, mas sim a temperatura da superfície do tubo. A maneira de como conciliar todos estes parâmetros (temperatura, qualidade de material, perigo de incrustações, curva de temperatura X capacidade de queima) é realizada por caminhos diversos pelos fabricantes. Os anexos 08, 09, 10 e 11 nos mostra os diversos modelos seguidos pelos tradicionais fabricantes mostrando principalmente como esta disposição afeta a curva Capacidade de Queima / Temperatura do Vapor. Um Superaquecedor que trabalha somente por convecção (frio) apresentando excelente perfil térmico dos tubos necessita por outro lado grande capacidade de queima para que as temperaturas nominais de vapor sejam atingidas. Quanto mais radiante for o superaquecedor, mais facilmente as temperaturas de vapor serão atingidas, porém maior será a temperatura dos tubos. Muitas vezes são utilizadas placas de proteção (em inglês Platten ou alemão Shotten) para proteger melhor os tubos. É de ressaltar que a atual tendência de utilizar caldeiras sem Screen com alturas consideráveis está a exigir novamente queimadores de óleo de carga para atemperar o vapor na partida.

10-Representação gráfica no diagrama de Mollier.

Para melhor compreensão do assunto vamos analisar as condições de vapor no diagrama de Mollier (H, S) e sua transformação em energia mecânica nas turbinas.

O Anexo 12 nos mostra as condições de nosso projeto (tradicional) enquanto que o Anexo 13 nos mostra a condição para o par 85 Bar/485 °C. como pode ser observado a extração da pressão 4,41 Bar já se processa praticamente sobre a linha de saturação.

Por este motivo muitas vezes é instalado uma injeção de vapor vivo na linha de vapor de Baixa Pressão para a secagem deste valor. Deveremos ter em mente, porém, que este rendimento considerado em nossos cálculos, somente se dará em quando as condições de operação forem otimizadas. Uma boa aproximação é considerar o rendimento uma função linear da potência sendo máxima para a potência nominal. O decréscimo de rendimento sempre vai levar a curva de expansão para a direita aumentando a temperatura de saída do vapor.

11. Análise do Ciclo Térmico.

Considerando que o sistema produzirá energia e vapor para o processo, podemos considerar o ciclo térmico como combinado.

Todo o vapor de processo gera energia elétrica, porém, existe uma parcela de vapor condensante para suprir a necessidade adicional de energia.

O rendimento teórico deste ciclo nos é dado segundo o Anexo 14 como:

$$\eta = \frac{M_{wh} * 3600 + 66,13 (H_3 - H_m) + 221,33 (H_4 - H_m)}{375 (H_1 - H_{FWH})}$$

Sendo H_m representado pela temperatura média das vazões de água fria (27 °C) e condensado retornado (110 °C), sendo seu valor determinado $H_m = 427,69$ KJ/kg.

Estes valores nos permitem determinar:

$$\eta = 0,735 = 73,5 \%$$

Para determinarmos o rendimento real deveremos ainda levar em conta o rendimento das caldeiras. Admitindo como anteriormente um rendimento de 70 % para a Caldeira de Recuperação que produz 260 t/h de vapor e 82,5 % de rendimento para a caldeira de biomassa produzindo 115 t/h, podemos considerar como rendimento médio de geração:

$$\frac{260}{0,70} + \frac{115}{0,825} = \frac{375}{x} \quad \text{donde } x = 0,734 = 73,4 \%$$

E o rendimento de nosso ciclo será: $= 0,735 * 0,734 = 0,54 = 54 \%$

Deste estudo podemos chegar a 02 conclusões importantes:

- O rendimento teórico do ciclo é relativamente alto existindo portanto um bom aproveitamento da energia gerada nas caldeiras
- A eficiência de combustão das caldeiras é relativamente baixa, principalmente da caldeira de recuperação pois esta tem como finalidade primeira a recuperação de álcalis e ainda deverá satisfazer outros requisitos como emissão etc..

12 . Análise Econômica.

Vamos agora analisar o nosso sistema de geração sob o ponto de vista econômico / financeiro. Para tanto vamos fazer as seguintes considerações:

- O setor energético deverá propiciar a mesma taxa de retorno e será previsto o mesmo período de amortização que o restante da fábrica.
- Vamos considerar somente o combustível adicional, desprezando tanto o custo da lignina como dos resíduos e casca.
- Não vamos considerar no investimento a caldeira de recuperação nem a evaporação considerando que são indispensáveis ao processo de recuperação de álcali do polpeamento
- Operacionalmente também vamos considerar somente a mão de obra específica do setor energético não computando a operação da caldeira de recuperação e da evaporação.
- O Capital a ser investido foi captado no Mercado Financeiro por meio do mecanismo oficial (BNDES, FINAME ETC..) a juros de mercado reais de 13% mais correção monetária com um prazo de carência de 36 meses (nos quais são pagos apenas os juros) e amortização em 60 meses.

12.1 Taxa de Retorno.

Dentro das condições brasileiras uma taxa de retorno (IRR ou ROI) calculada sobre o investimento pode ser normalmente considerada como 12 %. Esta taxa situa-se no limite inferior das expectativas da indústria nacional privada como pode ser observado no Anexo 15. Embora a primeira vista esta taxa possa ser considerada alta existe normalmente nela embutida uma certa taxa de risco inerente devido ao tempo de implantação do projeto e incertezas tanto internas do país como na comercialização futura (mercado internacional)

Como período de depreciação vamos considerar 10 anos para o pátio de biomassa e 15 anos para as demais instalações energéticas.

12.2 Custo de Investimento.

Podemos nas considerações anteriores estimar os investimentos energéticos em U\$ milhões como segue:

Pátio de cavacos energéticos.....	13,0
Caldeira de Biomassa.....	25,0
Turbo-gerador	30,0
Interligações, etc	4,0
Contingências.....	3,0

Total.....	75,0

12.3 Custo Operacional.

12.3.1 Custo de Mão de Obra.

Dentro da atual legislação trabalhista em vigor no Brasil para cada função de turno devem ser computados 05 operários, donde resulta o seguinte custo de mão de obra operacional

Pátio de Biomassa.....	2 * 5 = 10
Caldeira de Biomassa.....	2 * 5 = 10
Turbo Geradores	3 * 5 = 15

Total..... 35

Considerando ainda, um custo mensal médio de 1.200 U\$ por operário (incluido todos os benefícios) teremos uma despesa mensal de 42.000 U\$

Ou seja 42.000 U\$/mes * 12 mes/ano = **504.000 U\$/ano**

Considerando uma geração de 405.562,5 Mwh/ano teremos um custo unitário de:

$$504.000/405.562,5 = 1,25 \text{ U\$/Mwh}$$

12.3.2 Custo de Manutenção.

Podemos considerar como custo de manutenção incluída a parada geral com inspecção da caldeira e turbo-geradores como sendo de **2 Mio U\$/ano.**

Assim teremos:

$$2.000.000 / 405.562,5 = 4,93 \text{ U\$/Mwh}$$

12.3.3 - Custo de Combustível.

Como preço coerente para a madeira podemos nos dias de hoje considerar o valor de **15 U\$/st.**

Assim o custo anual de madeira como combustível será:

$$776.889 \text{ st/ano} * 15 \text{ U\$/st} = 11.653.335 \text{ U\$/ano}$$

E unitariamente:

$$11.653.335 / 405.562,5 = 28,73 \text{ U\$/Mwh}$$

$$\text{Preço Operacional total: } 1,25 + 4,93 + 28,73 = 34,91 \text{ U\$/Mwh}$$

12.4 - Custo Financeiro.

Considerado o capital captado em Banco Oficial a juros de reais de 12 % a.a. consideramos a aplicação destes recursos em um período de 03 anos, sendo dispendido recursos de 30% no 1º ano, 30% no 2º ano e 40% no 3º ano.

12.5 - Vida Útil da Instalação.

Como período de vida útil da instalação consideramos como sendo de 20 anos, após o que o valor residual pode ser considerado como sendo de 20 Mio U\$.

12.6 - Cálculo do valor de Mwh.

Para atender as premissas as premissas estabelecidas anteriormente foi utilizada uma planilha eletrônica EXCELL utilizando-se a função: @IRR(f,i*), sendo f = faixa de vida da instalação e i* a taxa de atratividade. Foi utilizada a função interativa SOLVER para o cálculo do Mwh , já que não há possibilidade de um cálculo indireto.

Assim o valor resultante segundo o Anexo 16 de 57,17 U\$ /Mwh nos parece bastante real em função das nossa simplificações não tendo contemplado nos nossos investimentos as áreas em comum com o polpeamento.

12.7 - Cálculo do Mwh se fosse utilizado uma caldeira a óleo combustível.

Estudo idêntico ao anterior pode ser efetuado considerando-se a caldeira auxiliar utilizando como combustível óleo pesado. Assim poderíamos determinar as seguintes mudanças estruturais:

- Investimento	52,00	
- Custo de mão de obra	0,71	
- Custo de Manutenção.....	2,64	
- Custo de Combustível	14,80 *	

- Custo Operacional total	17,97	U\$/Mwh

* Custo de Óleo Pesado considerado como 85,77 U\$/ton

O prazo de implantação considerado será de 2 anos com os recursos distribuídos 50% em cada ano.

Depreciação linear por um período de 15 anos.

Vida útil do equipamento 20 anos com valor residual de 15 Mio U\$.

Assim teremos de acordo com o Anexo 17 um valor de 26,60 U\$/Mwh.

13. Visão Estratégica.

Os cálculos efetuados anteriormente nos evidenciam que mesmo sob o pretexto de utilização dos resíduos florestais próprios a queima de florestas energéticas implica em significado acréscimo de custo operacional e só deve ser recomendado se as circunstâncias assim o exigirem. A queima de óleo combustível em si além de não contar com a simpatia dos responsáveis pela política energética do país, tem como inconveniente a elevada geração de SO₂ devido ao alto teor de enxofre do óleo combustível.

Uma alternativa que se torna cada dia mais atraente é a utilização de uma caldeira de leito fluidizado destinada a queima de combustíveis múltiplos. O Anexo 18 nos mostra esquematicamente uma Caldeira de Leito Fluidizado como as instaladas na SCOTT PAPER nos Estados Unidos, construídas pelo consórcio ABB/CE/LURGI com capacidade de 105 t/h de vapor 88 BAR / 496 °C e que a capacidade de queimar simultaneamente até 10 tipos de combustíveis (casca, serragem, lixo orgânico, resíduos florestais, lodo biológico, óleo combustível etc.). Anexo 18.

O custo de uma caldeira de leito fluidizado ainda é bastante elevado, porém, se comparada com uma caldeira convencional munida de equipamentos anti-poluentes seu atual custo sua diferença é mínima. Outro fator positivo é o fato de necessitar pouco espaço para sua implantação favorecendo o lay-out da planta.

Como tecnologia mais recente está ainda em desenvolvimento a gaseificação tanto da biomassa (para carvão já existem instalações) como do próprio licor negro.

Esta tecnologia (provavelmente do próximo século) vai permitir a triplicação da energia de um complexo de celulose, podendo estas no futuro constituir-se num importante auxílio de geração de energia para a rede pública.

O Anexo 19 mostra uma instalação piloto da KAMYR, para gaseificação de licor negro denominado de processo CHEMREC em implantação em Frövifors na Suécia e que deverá entrar em operação ainda este ano. O processo Chemrec em si prevê um maior ganho de energia com a instalação de uma turbina a gás segundo o Anexo 20 o que, porém, só será realizado após melhor conhecimento das propriedades reais do gaseificador. O Anexo 21 finalmente nos mostra uma planta piloto de gaseificação de biomassa e o Anexo 22 uma instalação operando com gaseificação de carvão utilizando ainda a tecnologia de gaseificação de leito fixo e operando na Escócia com uma capacidade de 50 MW.

O problema fundamental destas plantas consiste na sublimação dos álcalis durante a gaseificação com posterior deposição nas paredes frias da turbina. Enquanto no leito fixo as temperaturas de saída dos gases ainda possa ser considerada baixa (300 a 400 °C) e já está havendo solução técnica da remoção de álcalis através de filtros vela, para instalações de maior capacidade deve ser aplicada a tecnologia de leito fluidizado onde os gases deixam o reator de gaseificação com temperaturas bastante altas (800 a 900°C) e só recentemente o emprego de filtros cerâmicos tem apresentado algum progresso.

No Brasil Petrobrás Química S.A. PETROQUISA está realizando estudos dos processos existentes, uma vez que esta tecnologia viabiliza o aproveitamento racional do bagaço de cana, fonte energética de grande abundância no Brasil e cuja conversão em energia térmica pelos métodos tradicionais é extremamente ineficiente.

Se por um lado a gaseificação de produtos sólidos é ainda um desafio tecnológico, as turbinas a gás já se constituem equipamentos altamente confiáveis. Aeroderivadas estas turbinas industriais permitem operação contínua sem fonte de resfriamento apresentado ainda limitadas eficiências individuais. A recuperação do calor dos gases de exaustão, gerando vapor que possa ser até utilizado em turbinas a vapor permite hoje chegar a rendimentos globais que ultrapassam os sistemas convencionais.

Assim os tradicionais fabricantes de turbinas a vapor todas já incluíram em seu programa de fabricação também turbinas a gás (GE, ABB, KVU, AHLSTOM etc). A disponibilidade de gás natural torna sumamente atrativa esta alternativa, ou mesmo a utilização de óleo diesel ou querosene de aviação já pode ser interessante.

Dentro da tecnologia tradicional, porém, temos simultaneamente seguir 02 caminhos:

- Evitar desperdício de energia
- Procurar dentro do ciclo tradicional as melhores alternativas.

14. Racionalização de energia.

Como já foi visto anteriormente a utilização racional de energia deve começar pelo projeto. O estabelecimento criterioso dos níveis de distribuição de vapor, o grau de superaquecimento, o retorno de condensado, computadas todas as perdas certamente o valor se torna significativo.

Em nosso meio muitas vezes não é dada a devida atenção ao isolamento térmico devido a nossa condição tropical. O investimento em isolamento é em geral de apenas 2 a 3% do total e na maioria das vezes seu retorno não ultrapassa alguns meses.

Deve ser evitada a prática comum de aquecimento direto. O custo de água desmineralizada (desconsiderada em nossos custos) é significativa além de proporcionar um mau rendimento térmico.

O maior fator de desperdício, porém, são os altos fatores de segurança utilizados. Especialmente em máquinas de fluxo (bombas, ventiladores, sopradores etc.) que possuem uma curva de solicitação de potência parabólica quando superdimensionados desperdiçam considerável quantidade de energia. Enquanto o motor elétrico Anexo 23 possui um bom rendimento elétrico em uma ampla faixa de potência, tem porém uma acentuada queda em seu fator de potência o que vem a representar maior corrente nas linhas de distribuição e portanto maior dissipação.

O Anexo 24 nos mostra a curva do sistema sobre as características de uma bomba. O superdimensionamento além de desperdiçar energia muitas vezes ainda sacrifica os elementos de controle.

Torna-se assim cada vez mais imperioso a utilização de variadores de velocidade que permitem ajustar a velocidade das turbo-máquinas a demanda requerida. Neste particular convém destacar os **Conversores de Frequência** e os **Variadores Hidráulicos**.

Os conversores de frequência já utilizados largamente nas indústrias estrangeiras, hoje também tem seu ingresso assegurado em nosso meio. Sua principal característica é permitir um ajuste de velocidade por meio de variação da frequência podendo ser integrados facilmente aos sistemas de comando eletrônicos como PLC ou SDCD. Não necessitam de motores especiais em sistemas de refrigeração. Também permitem a obtenção de velocidades acima da sincronização da frequência da rede. Sua única deficiência reside no baixo torque de partida.

No Anexo 25 foi correlacionado seu custo com o NPV na base do Mwh calculado de 57,17 U\$ para as diversas porcentagens de economia. Podemos observar sua faixa ótima de aplicação.

Para elevadas potências ou equipamentos sujeitos a grandes oscilações de carga torna-se interessante o emprego de variadores hidráulicos. Estes exercem ainda uma importante função na partida de equipamentos pesados como ventiladores de elevado GD² pois podem acelerar lentamente os equipamentos quando o motor de acionamento já estiver em sua rotação máxima, dispensando dispendiosas chaves de partida bem como impulsos sobre o sistema energético. São equipamentos robustos de grande confiabilidade com boa performance operacional.

Outro ponto a ser analisado é o desperdício de vapor e ar comprimido. Principalmente o vapor de média pressão é extremamente dispendioso e sua utilização deve ser restrita ao cozimento e de alguns injetores de vapor. As modernas técnicas permitem hoje em dia uma redução significativa do vapor dos sopradores de fuligem. Uma caldeira dotada de SDCD certamente deverá incorporar a otimização dos sopradores, sendo estes comandados pela diferença de pressão e pela transmissão de calor na área de atuação. Não é mais admitida a soproagem sequencial programada cronologicamente.

Como já foi abordado inicialmente devem ser evitados acionamento por pequenas turbinas uma vez que a variação de entalpia é muito grande para turbinas de simples estágio. O Anexo 26 nos ilustra o rendimento esperado por turbinas de simples estágio. Como pode ser observado, embora os esforços dos fabricantes, ainda seu rendimento fica bastante abaixo de uma turbina Multi-estágio.

Estas premissas aqui abordadas deverão servir apenas para orientação, e certamente um estudo minucioso permitirá a todos otimizar consideravelmente as suas instalações.

14. Otimização do Ciclo Térmico.

No início de um novo projeto onde existem ainda muitos graus de liberdade o assunto energia deve ser vastamente questionado e não apenas seguidos os trâmites tradicionais.

Afim de que pudessem ser melhor analisados os reflexos de aumento da pressão e da temperatura da Caldeira sobre a geração de energia foi elaborado um programa de computação denominado MOLTURB que permite simular diretamente sobre o diagrama de Mollier qualquer ciclo térmico nas possíveis condições dentro da indústria de celulose.

Tomando sempre como premissa um limite de temperatura do vapor vivo de 485 °C, podemos verificar o acréscimo de energia resultante quando da adoção do par 85/485 em relação ao utilizado em nosso exemplo inicial de 64/ 465.

A extração da Baixa Pressão (4,41 Bar) sobre a linha de saturação nos evidencia que num ciclo simples um aumento de pressão nos leva esta extração para dentro da zona de saturação.

A única maneira de contornar este inconveniente é a utilização da técnica de reaquecimento (Reheating) comum em Centrais Térmicas mas utilizada apenas uma vez (segundo nosso conhecimento) em uma Caldeira de Recuperação no Japão.

A diferença fundamental do processo de co-geração em uma Indústria de Celulose e uma Central Térmica está no fato das extrações intermediárias de vapor (nosso caso 12,75 e 4,41 BAR) cujo vapor extraído da turbina deixa de gerar energia no interior da turbina.

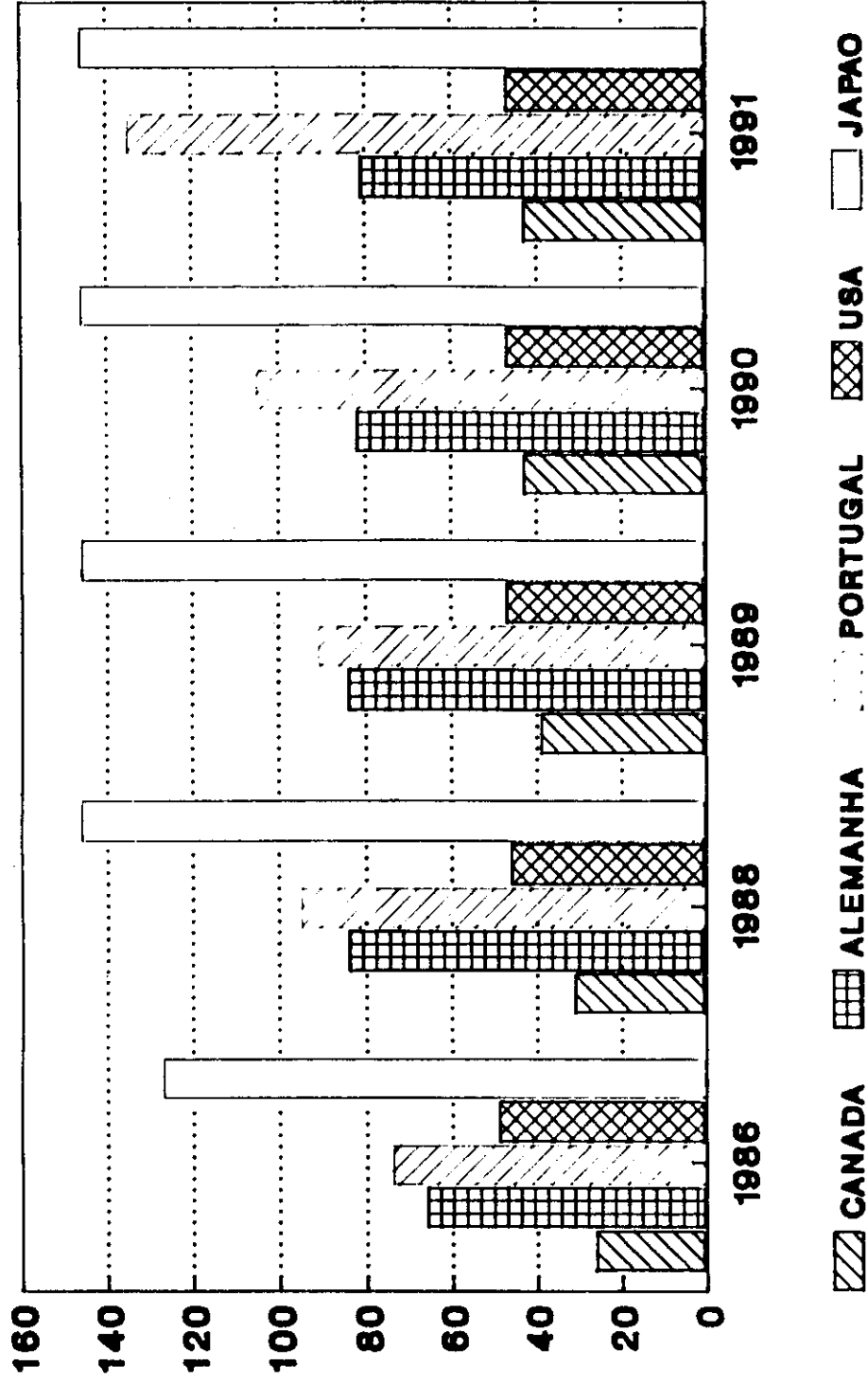
A literatura especializada não fornece subsídios neste caso particular de maneiras que foram realizadas uma grande série de simulações afim de determinar as curvas de sensibilidade para cada par Pressão/ Temperatura.

O fluxograma de um ciclo com reaquecimento segundo o Anexo27 nos permite traçar as curvas de sensibilidade para diversos pares de pressão / temperatura mostrados nos Anexos 28 a 31.

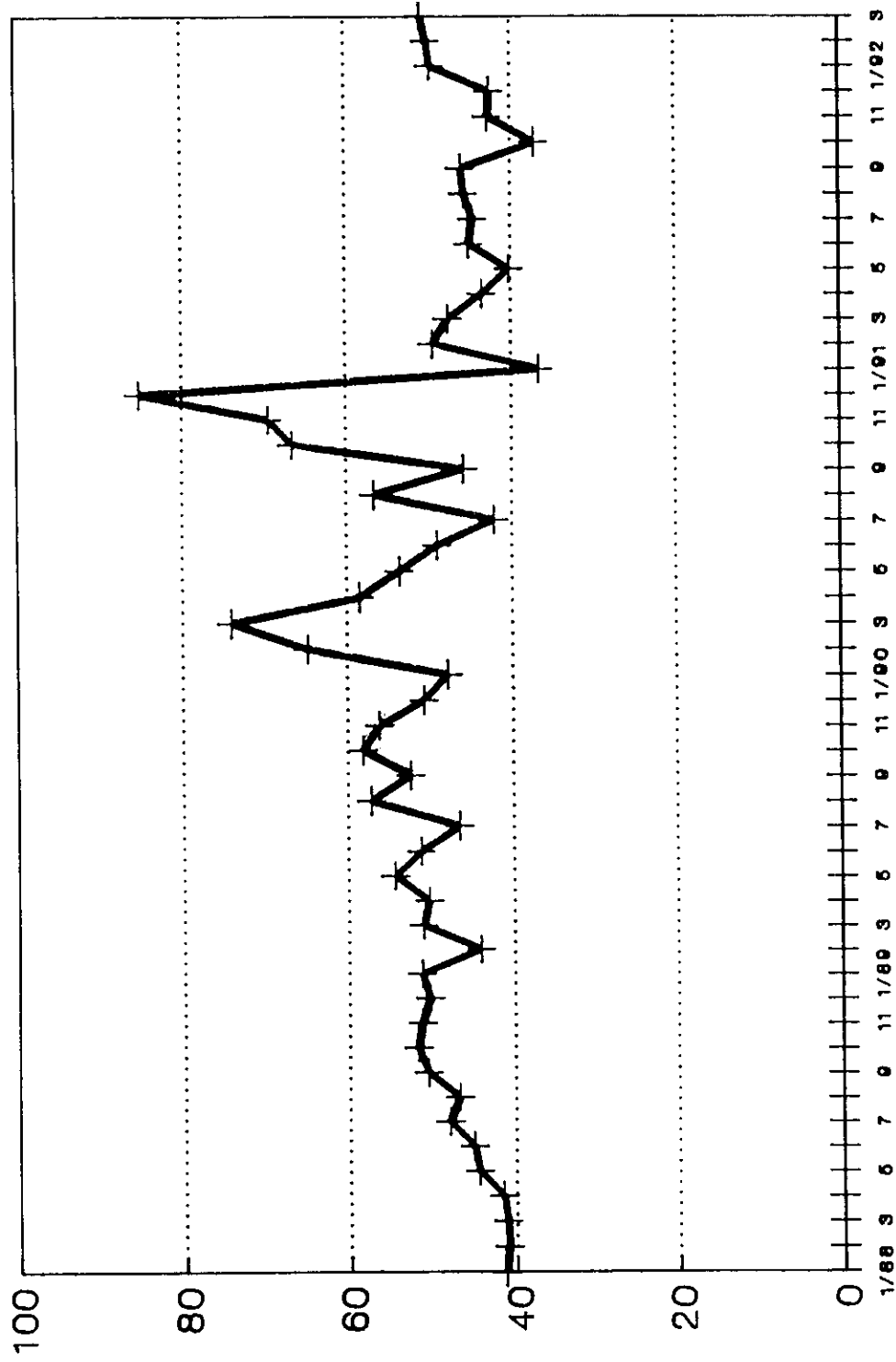
Podemos concluir assim que o reaquecimento somente torna-se de alguma importância para pressões maiores e mesmo assim seu ganho não é significativo. Permite, porém a utilização destas pressões com ganhos significativos de energia sobre o par 64/465.

O assunto não está esgotado e nem foi nossa pretensão encontrar uma solução ideal comum. Estudos mais detalhados com um novo programa irão num futuro próximo intensificar nossos estudos e nos trazer novas otimizações que juntamente com os fabricantes de Caldeiras e construtores de Turbinas poderão determinar novos caminhos a ser seguidos nesta Tecnologia.

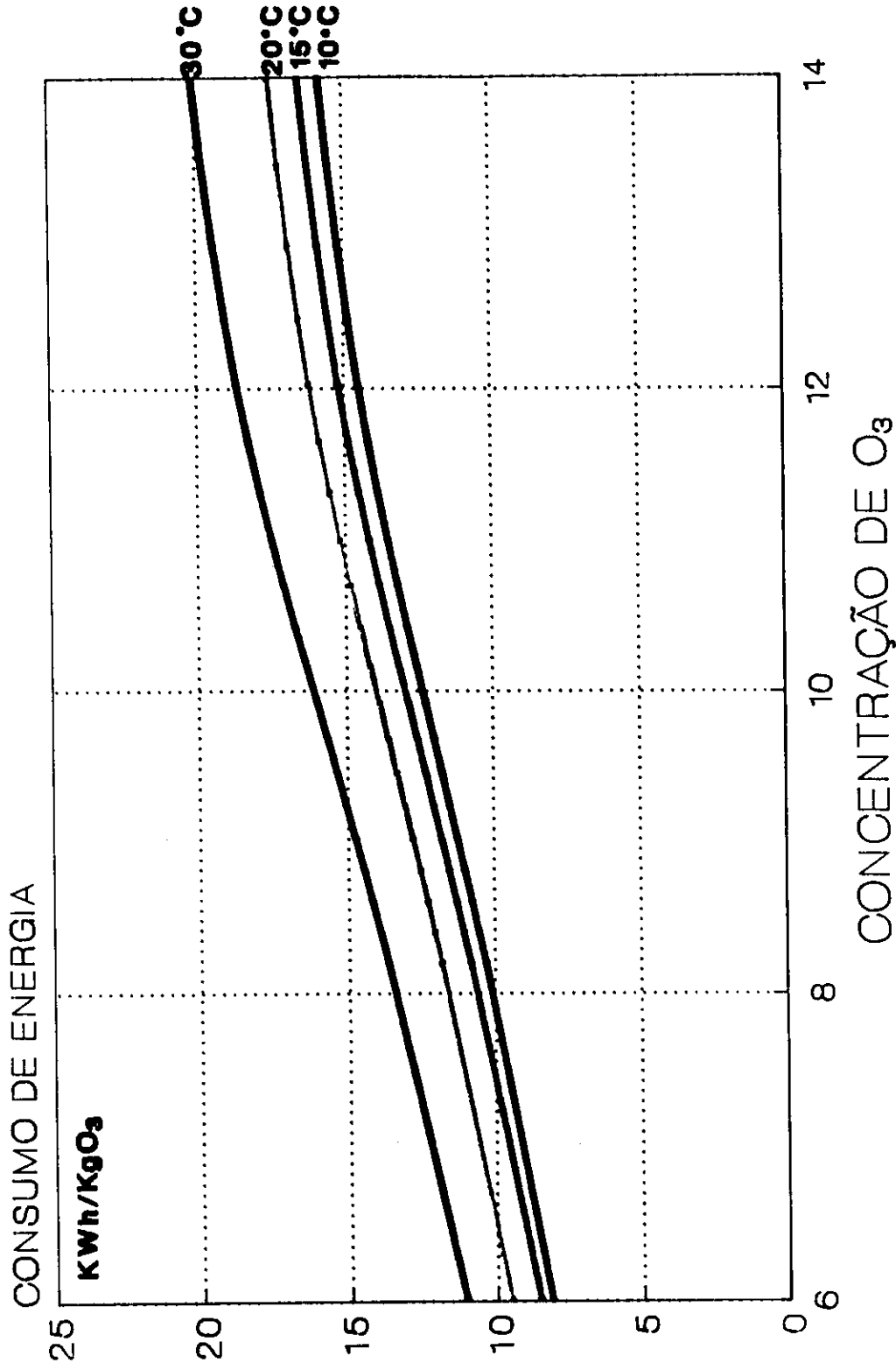
PREÇO DA ENERGIA EM US\$/MWh EM VARIOS PAISES



Histograma de Preços de Energia Elétrica Fornecimento CEEE - (US\$/Mwh)



GERADOR DE OZONIO MEGOS



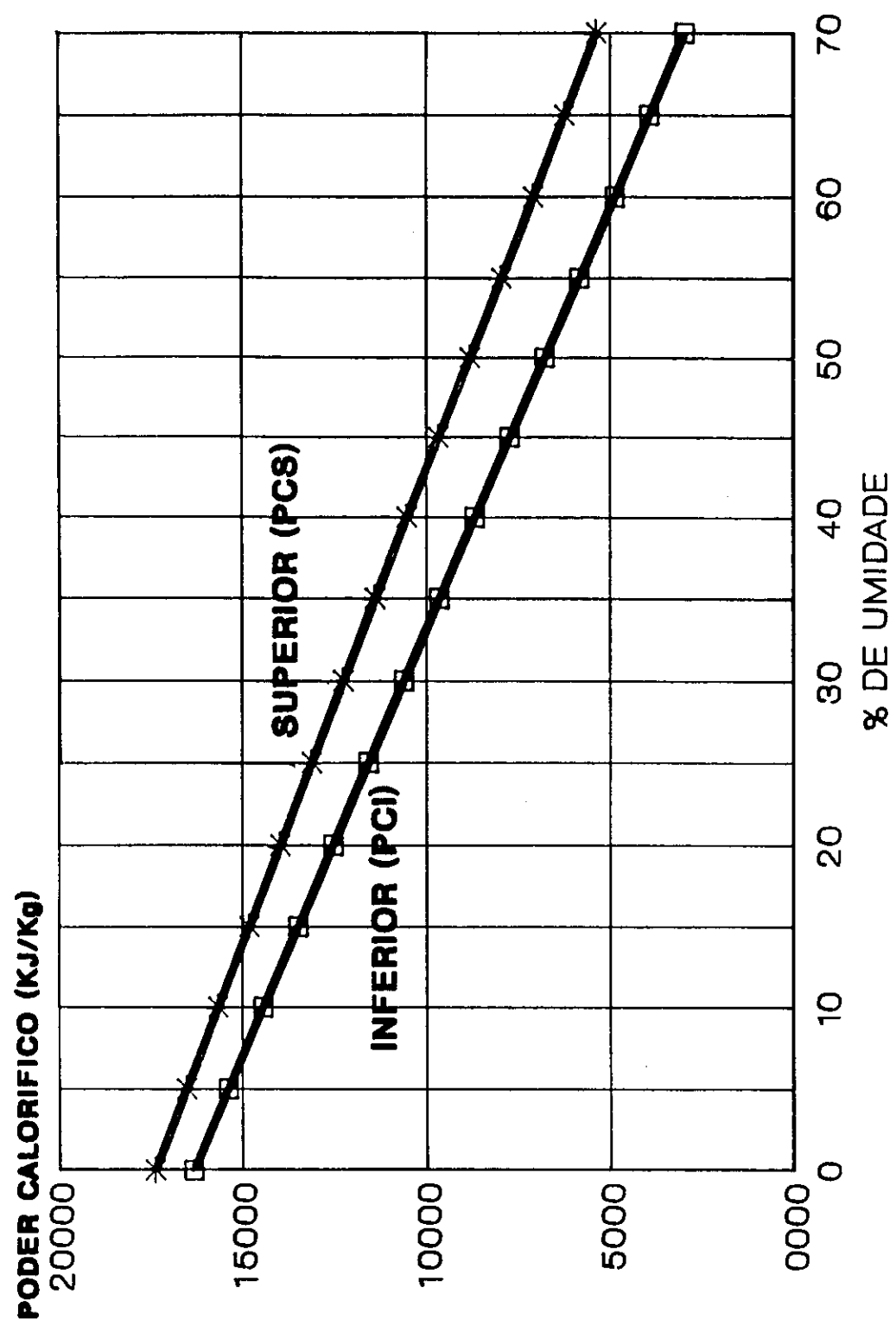
PARAMETROS DISPONIVEIS DE ENERGIA TERMICA				
			Valores Adotados	
Níveis de Vapor			Outlet	Header
Alta Pressão				
APP	Pressão	Bar abs	64,00	61,00
APT	Temperatura	deg C	465,00	460,00
APH	Entalpia	kJ/kg	3334,00	3326,10
Média Pressão				
MPP	Pressão	Bar abs	12,75	12,75
MPT	Temperatura	deg C	202,00	195,00
MPH	Entalpia	kJ/kg	2814,90	2801,40
Baixa Pressão				
BPP	Pressão	Bar abs	4,41	4,00
BPT	Temperatura	deg C	159,00	155,00
BPH	Entalpia	kJ/kg	2768,80	2763,20
Vapor de Condensação				
CSP	Pressão	Bar abs		0,20
CST	Temperatura	deg C		60,00
CSH	Entalpia	kJ/kg		2364,00
Água de Condensação				
CWP	Pressão	Bar abs		0,20
CWT	Temperatura	deg C		60,00
CWH	Entalpia	kJ/kg		251,46
Retorno de Condensado				
RCP	Pressão	Bar abs		1,2
RCT	Temperatura	deg C		110
RCH	Entalpia	kJ/kg		439,36
Tanque de Água de Alimentação				
FWTP	Pressão	Bar abs		3
FWTT	Temperatura	deg C		130,00
FWTH	Entalpia	kJ/kg		561,44
Água Desmineralizada				
DWP	Pressão	Bar abs		1
DWT	Temperatura	deg C		27
DWH	Entalpia	kJ/kg		413,23
Água de Alimentação				
FWP	Pressão	Bar abs		85
FWT	Temperatura	deg C		130
FWH	Entalpia	kJ/kg		551,9

	DEMANDA DE VAPOR E ENERGIA														
	Consumo de Energia			Alta Pressão			Baixa Pressão			Consumo de Vapor			Retorno de Condensado		
	Específico kwh/ADT	Total kwh	Específico t/AD	Total t/dia	Específico t/AD	Total t/dia	Específico t/AD	Total t/dia	Específico t/AD	Total t/dia	Temper. deg C	Específico t/AD	Total t/dia		
Páteo de Madeira	62	79360,00													
Cozimento	60,84	77875,20			0,35	448,00	0,53	678,40			110	0,27	345,6		
Depuração e Lavagem	40,56	51916,80			0,09	115,20	0,14	179,20			110	0,14	179,2		
Delignificação	31,21	39948,80			0,01	12,80									
Planta de Cloro/Soda	19,7	25216,00			0,10	128,00									
Planta de Dióxido de Cloro	90,00	115200,00													
Geração de oxigênio	41,00	52480,00													
Geração de ozônio	66	84480,00													
Branqueamento	43,97	56281,60			0,09	115,20									
Depuração Branqueada	65,51	83852,80													
Secagem	100,00	128000,00			1,27	1625,60					110	0,78	998,4		
Enfardamento	10,00	12800,00													
Evaporação e Coluna	24,75	31680,00			1,35	1728,00	0,08	102,40			110	1,22	1561,6		
Caldeira de Recuperação	52,36	67020,80			0,34	435,20	0,30	384,00			110	0,37	473,6		
Causificação e Forno de Cal	21,00	26880,00			0,05	64,00	0,13	166,40							
Caldeira Auxiliar	37,70	48256,00			0,10	128,00					110	0,06	76,8		
Turbo-bombas						-420,00									
Aquecimento de água			0,30	384,00							110	0,23	294,4		
Água	91,00	116480,00													
Efluente	37,50	48000,00													
Ar Comprimido	21,00	26880,00													
Adm/Ar Cond/Oficilum.	15,63	20006,40													
Contingências	22,88	29286,40			0,15	192,00	0,01	12,80							
Sistema de Emergência	10,8	13824,00													
		1235724,80		384,00		5506,40		1587,2					3929,6		
Valores específicos		965,41		0,30		4,30		1,24					3,07		
Valores horários		51488,53		16,00		229,43		66,13					163,73		

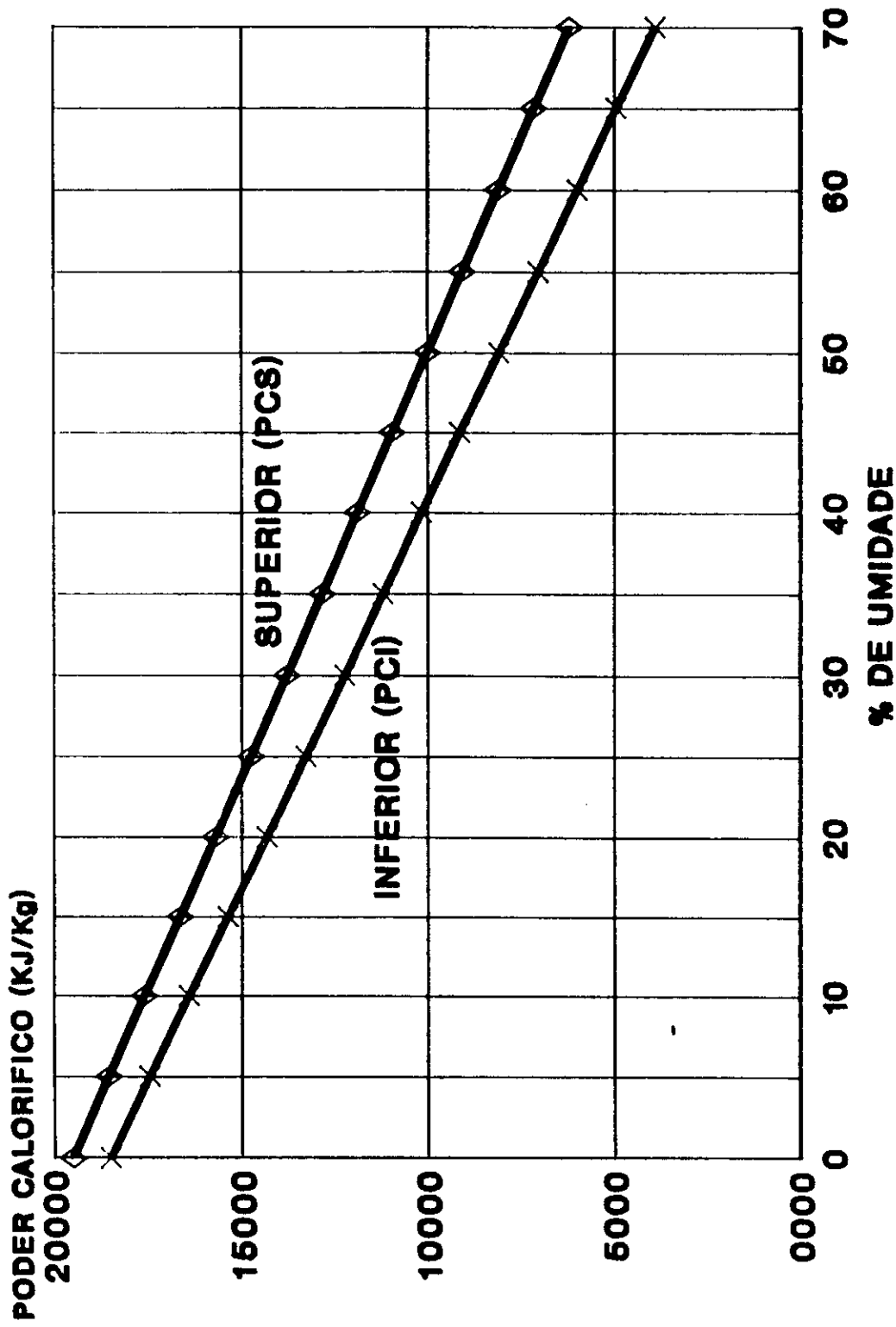
CALCULO DO TURBOGERADOR

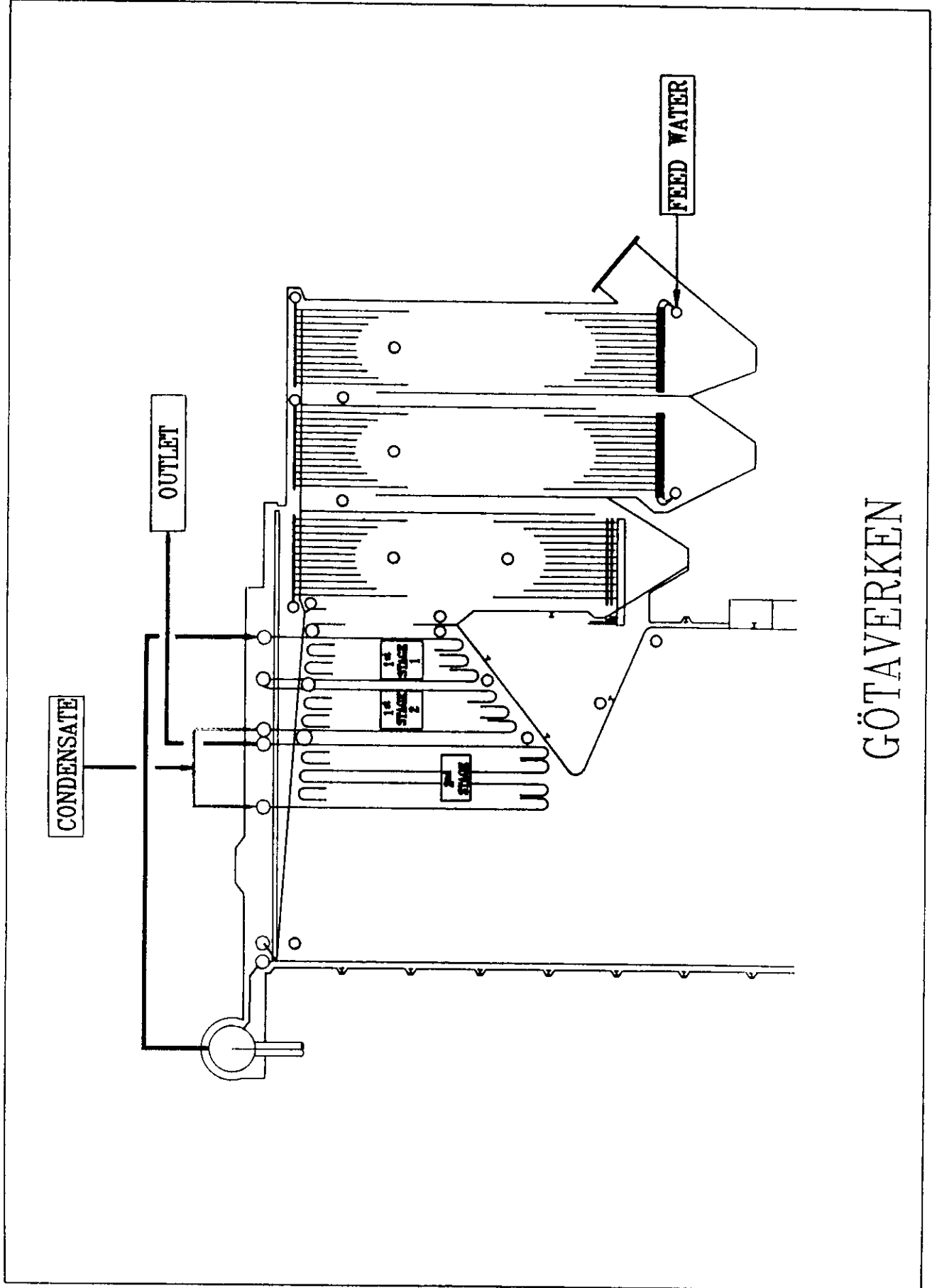
Variáveis		Entrada/Saída	Estágio 1	Estágio 2	Estágio 3
Pressão	Bar	61,00	12,75	4,41	0,20
Temperatura	Grau C	460,00	265,93	163,21	60,09
Entalpia	kJ/kg	3326,10	2968,90	2778,00	2386,70
Entropia	kJ/kg.K	6,75	6,87	6,95	7,24
Título	kg/kg		1,00	1,00	0,90
Entalpia Isentrópica	kJ/kg		2905,90	2744,30	2288,80
Título Isentrópica	kg/kg		1,00	1,00	0,86
Temperatura Isentrópica	Grau C		238,74	148,21	60,09
Temperatura de Condensação	Grau C	276,63	190,72	147,17	60,09
Diferença de Entalpia	kJ/kg		357,14	190,91	391,35
Rendimento do estágio	%		85,00	85,00	80,00
Potência específica	t/Mwh		10,08	6,57	3,83
Potência por estágio	t/Mwh		10,08	18,56	9,20
Geração específica	Mwh/t		0,10	0,15	0,26
Geração por estágio	Mwh/t		0,10	0,05	0,11
Fluxo total de vapor	t/h	339,15	339,15	227,23	48,75
Fluxo por estágio	t/h		6,18	30,90	63,48
Potência entrada/saída	MW	53,65	6,14	34,78	12,72
Rendimento mecânico/elétrico	%	96,00			
Potência efetiva	MW	51,50			
Água de superaquecimento	Grau C	130,00			
Água de superaquecimento	kJ/kg	551,90			
Água de superaquecimento	t/h	5,17	4,22	0,95	0,00
Fluxo de vapor extraído	t/h		61,92	228,48	48,75
Fluxo final de vapor	t/h		66,13	229,43	48,75
Fluxo final de vapor	Grau C		202,00	159,00	60,09
Fluxo final de vapor	kJ/kg		2814,90	2768,80	2386,70

PODER CALORIFICO DA CASCA DE EUCALIPTO EM FUNÇÃO DA UMIDADE (BASE UMIDA)

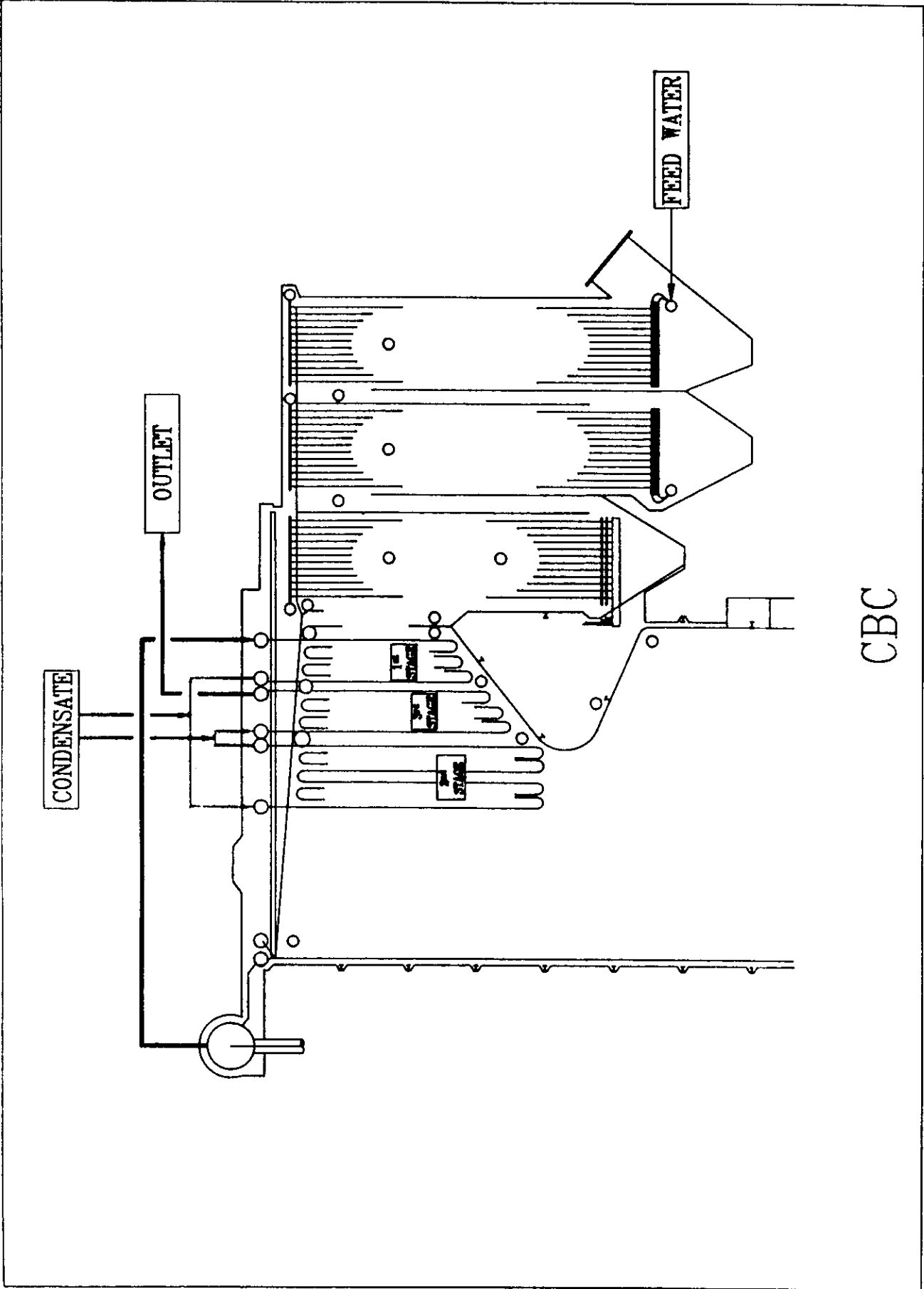


PODER CALORIFICO DA MADEIRA DE EUCALIPTO EM FUNÇÃO DA UMIDADE (BASE UMIDA)

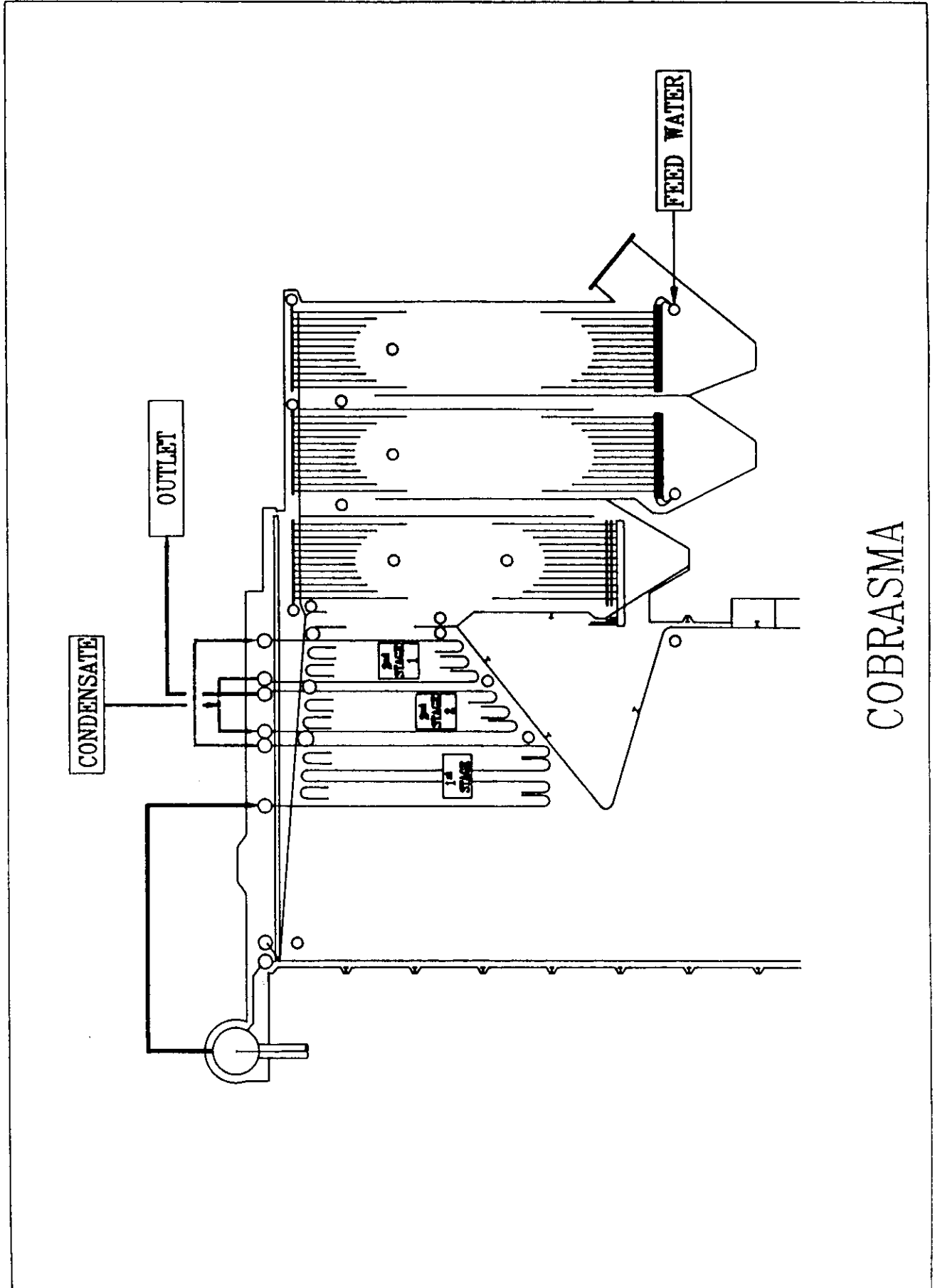




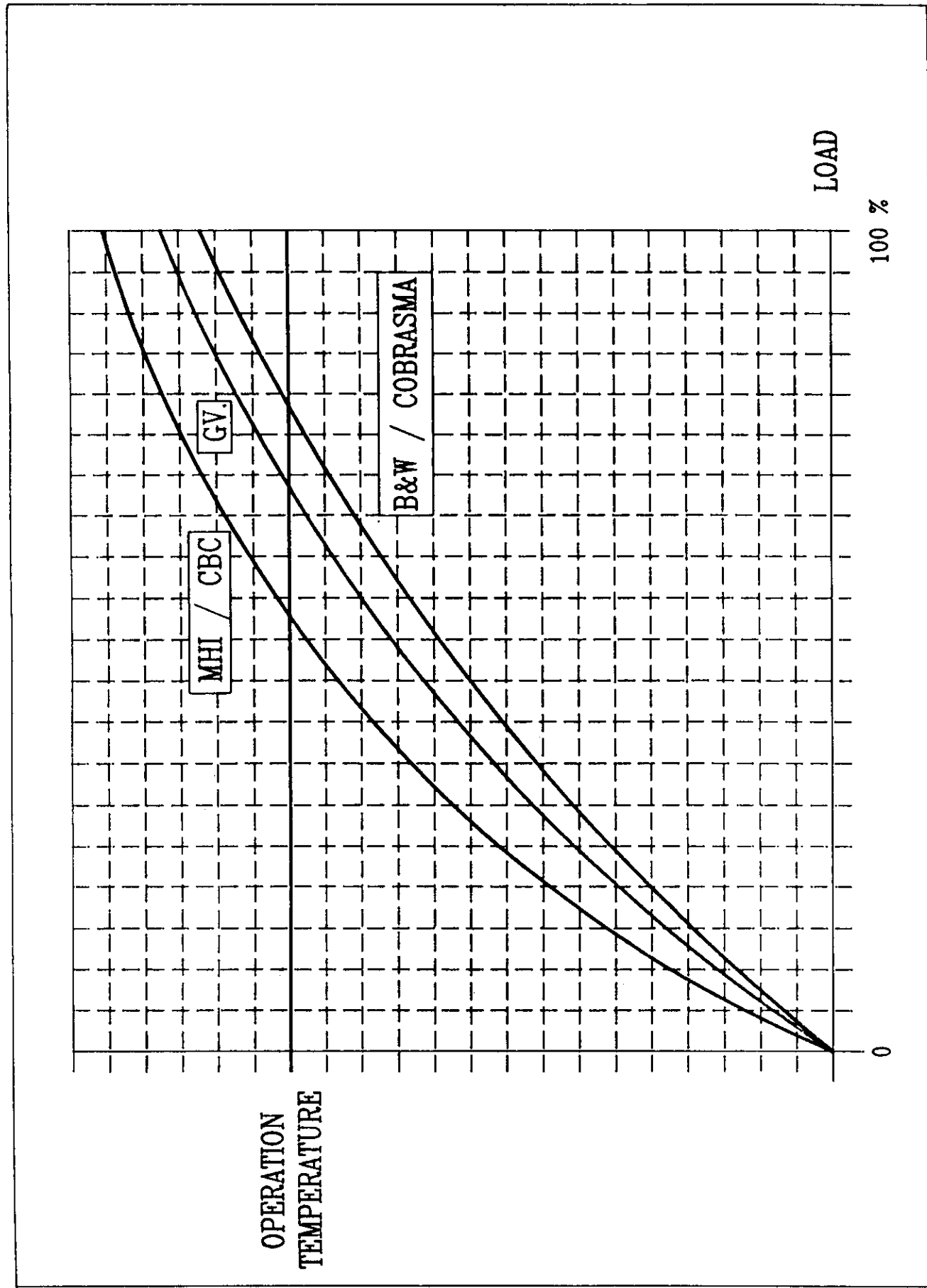
GÖTAVERKEN



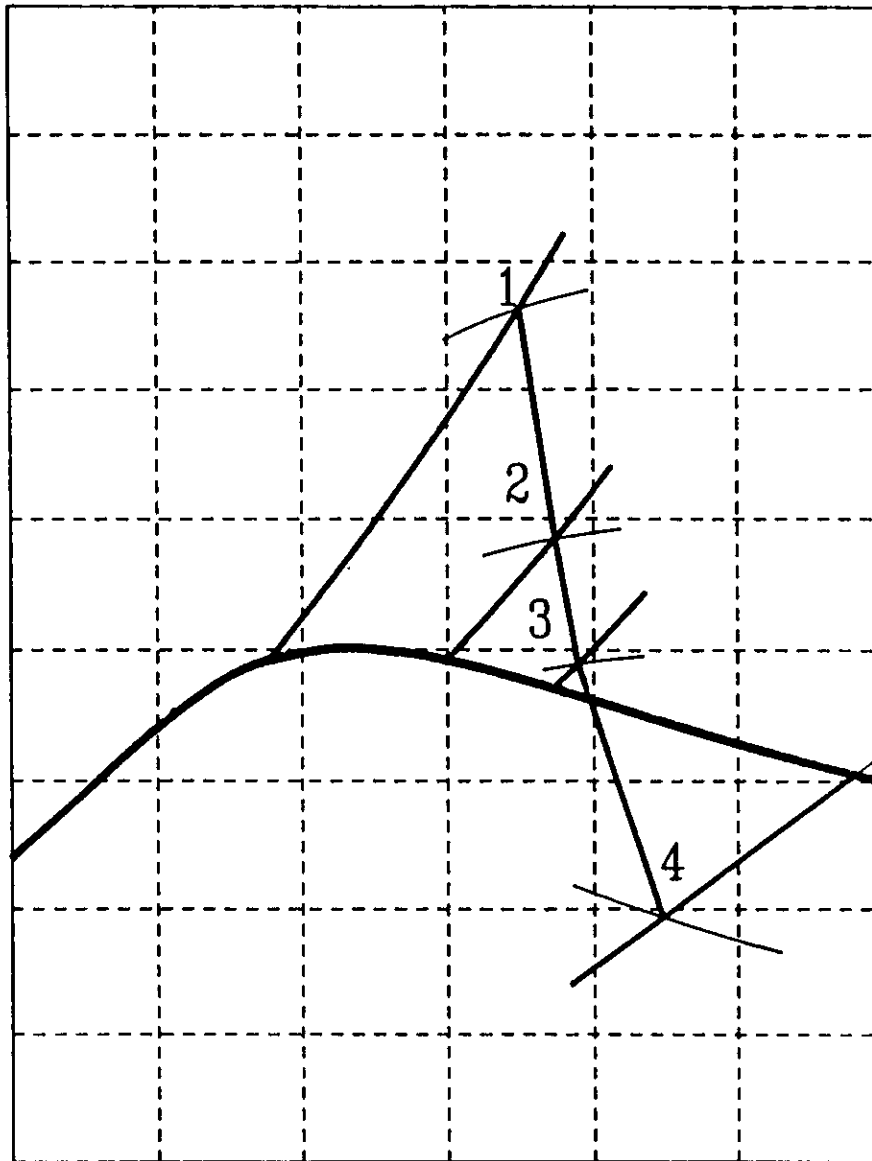
CBC



COBRASMA

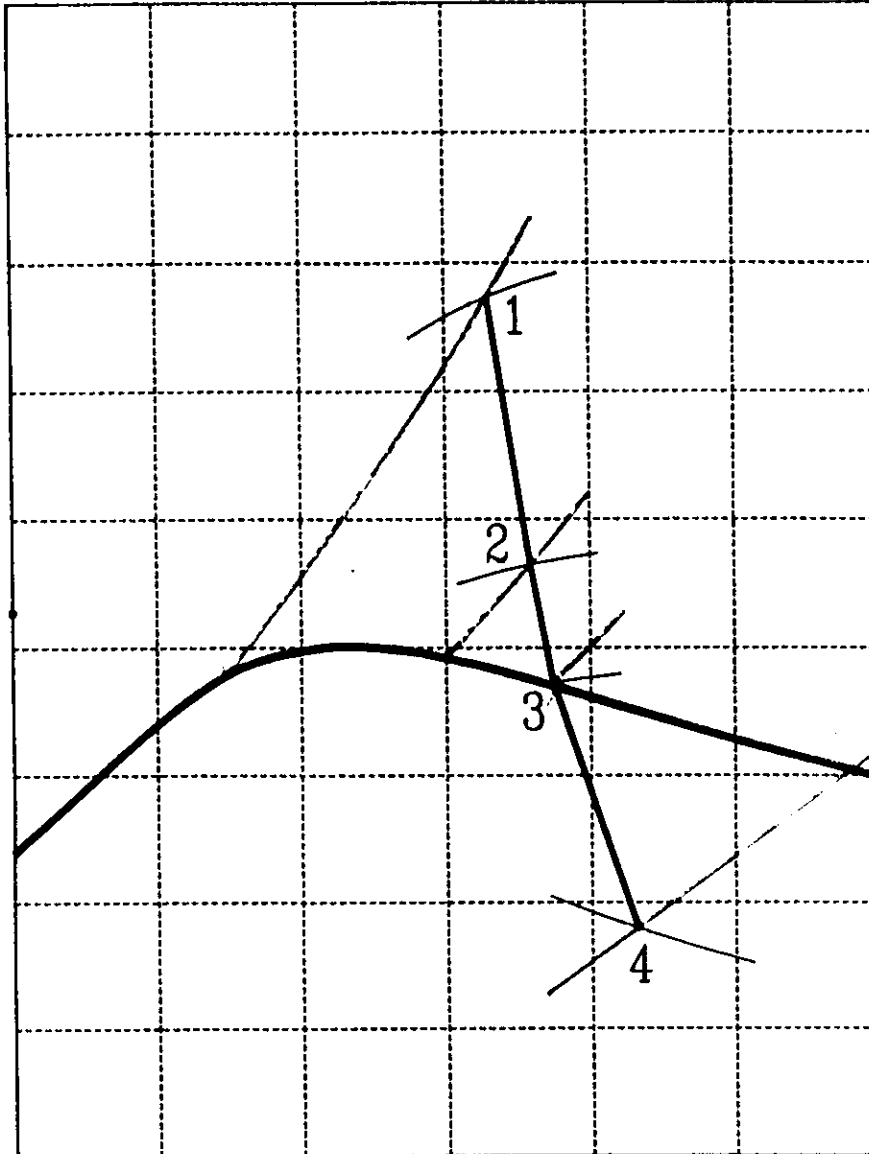


64 BAR / 465 °C

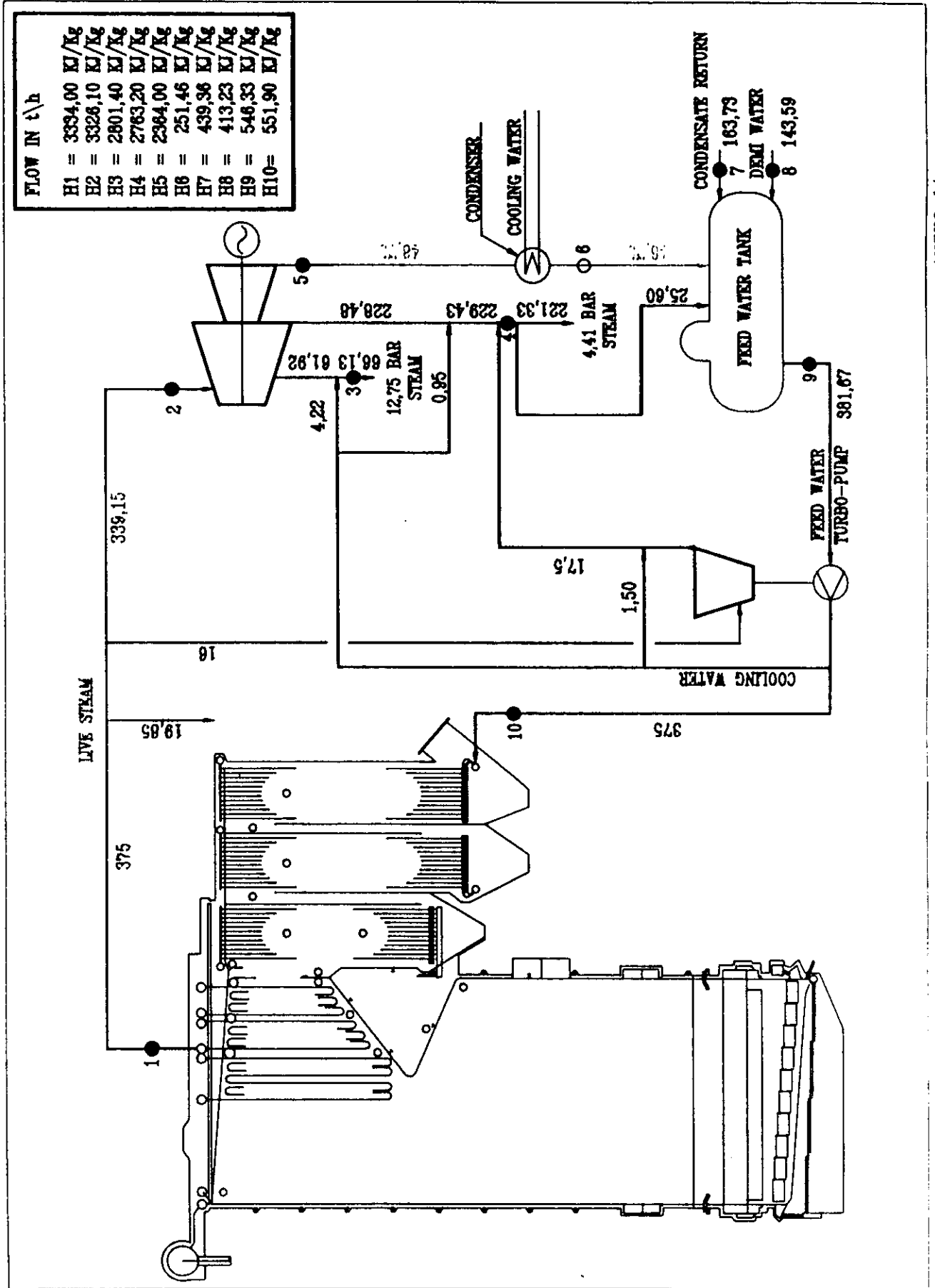


POINT	1	2	3	4
FLUID	DRY STM	DRY STM	DRY STM	DRY STM
PRESSURE	61	12,75	4,41	0,2
TEMP	460	265,93	163,21	60,088
COND TEMP	276,63	190,72	147,17	60,088
ENTHALPY	3326,1	2968,9	2778	2386,7
ENTROPY	6,7469	6,8671	6,9461	7,2397
DRYNESS	1	1	1	0,90537

85 BAR / 485 °C



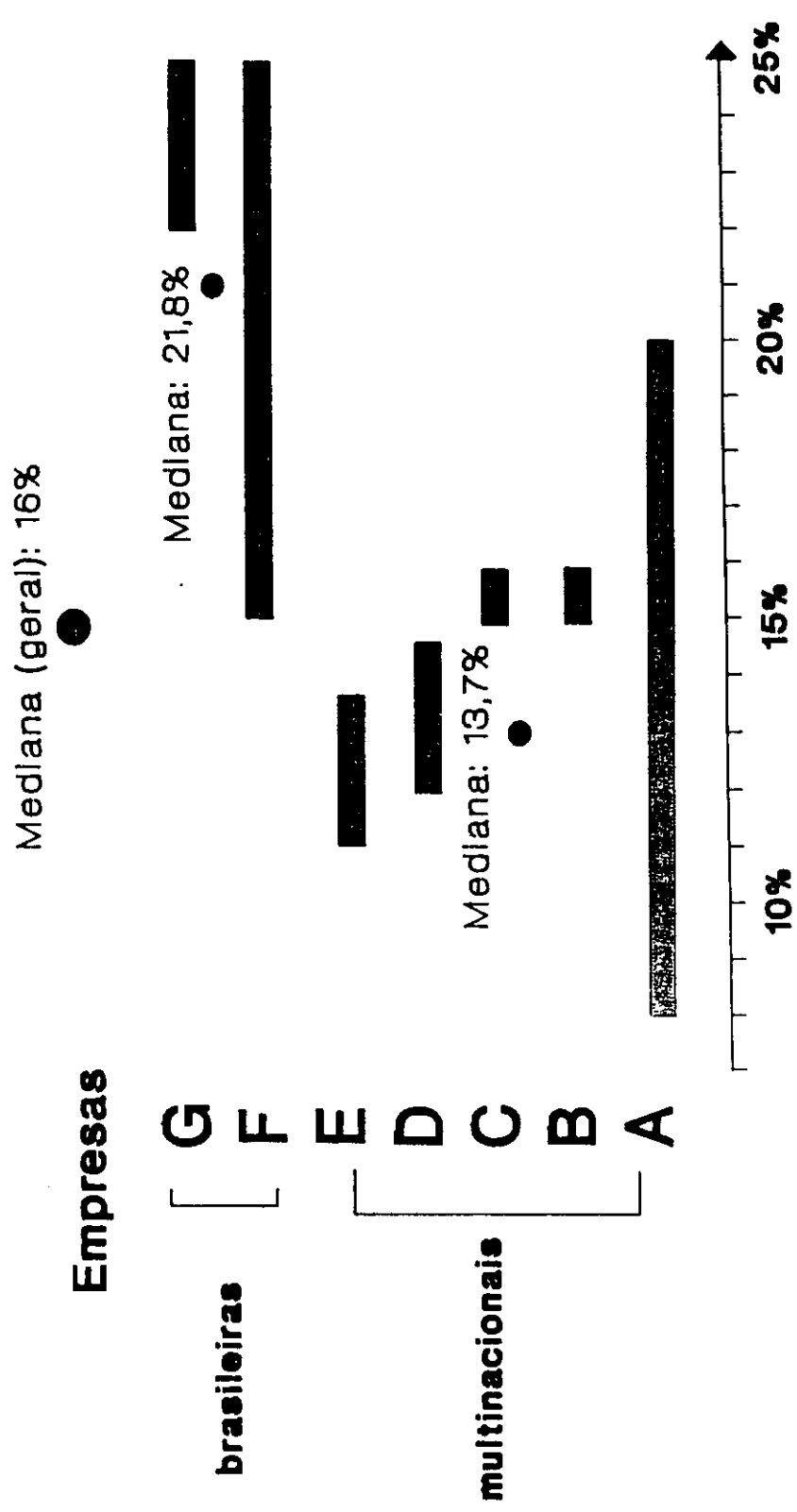
POINT	1	2	3	4
FLUID	DRY STM	DRY STM	DRY STM	DRY STM
PRESSURE	82	12,75	4,41	0,2
TEMP	480	248,9	148,86	60,088
COND TEMP	296,7	190,72	147,17	60,088
ENTHALPY	3347	2929,8	2745,8	2360,1
ENTROPY	6,6477	6,7934	6,8706	7,16
DRYNESS	1	1	1	0,89411



FLOW IN t/h

H1 =	3334,00	KJ/Kg
H2 =	3326,10	KJ/Kg
H3 =	2801,40	KJ/Kg
H4 =	2763,20	KJ/Kg
H5 =	2384,00	KJ/Kg
H6 =	251,46	KJ/Kg
H7 =	439,36	KJ/Kg
H8 =	413,23	KJ/Kg
H9 =	546,33	KJ/Kg
H10 =	551,90	KJ/Kg

QUADRO
RETORNO SOBRE O INVESTIMENTO
EM EMPRESAS PRIVADAS NO BRASIL



Fonte: Pesquisa Booz, Allen

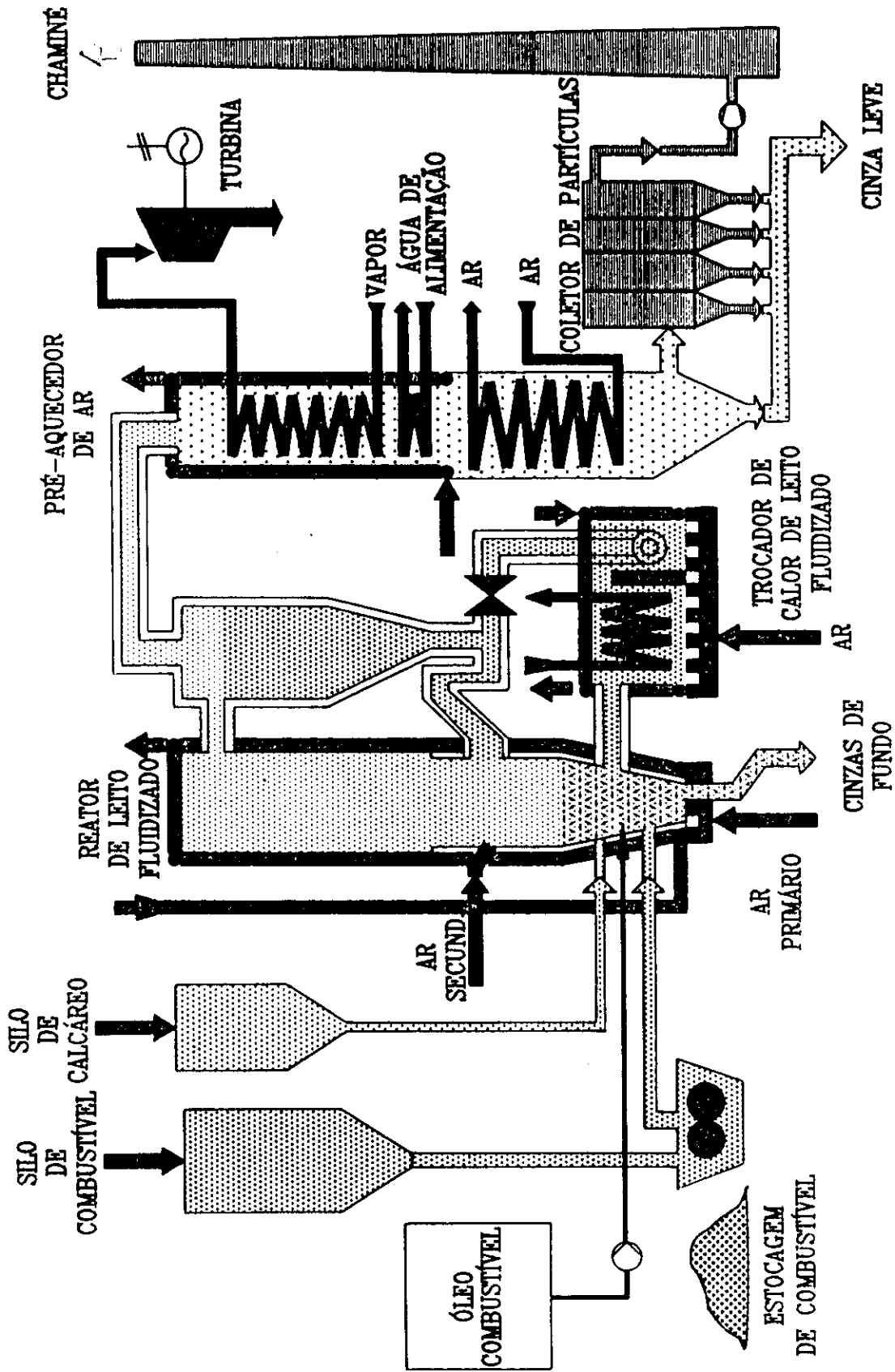
CALCULO DO CUSTO DO MWH - CALDEIRA DE FORÇA A ÓLEO

Investimento US\$ 52.000.000
 Custo Operacional US\$ 17,87
 Produção Mwh 405582,5
 Depreciação 1 10 anos 52.000.000

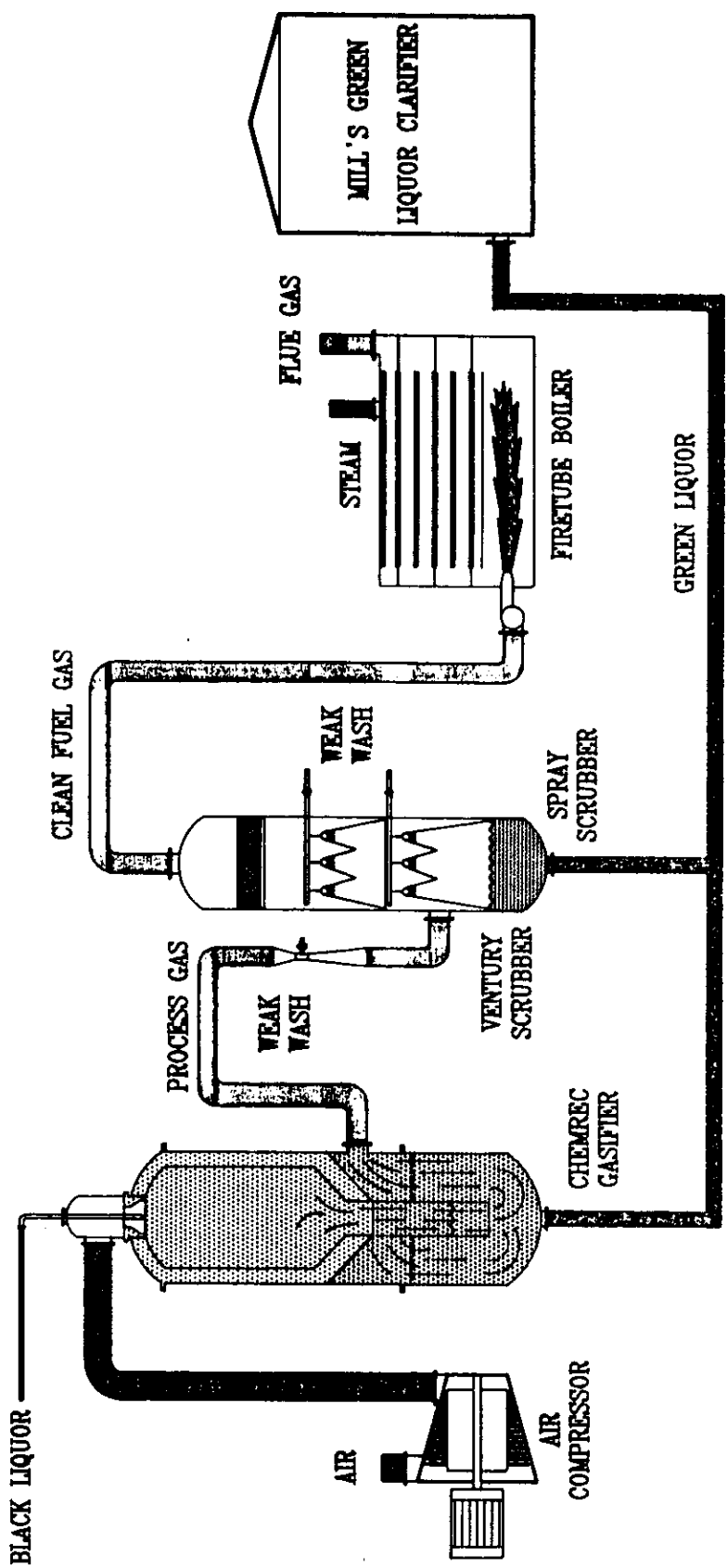
Preço de Mwh US\$/Mwh 26,80

	Ano 1	Ano 2	Ano 3	Ano 4	Ano 5	Ano 6	Ano 7	Ano 8	Ano 9	Ano 10	Ano 11	Ano 12	Ano 13	Ano 14	Ano 15	Ano 16	Ano 17
Investimento	28.000.000	28.000.000															
Custo Operacional			7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958	7.287.958
Juros do Financiamento		1.858.000	3.716.000	2.974.400	2.230.800	1.487.200	743.600	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Produção			405.583	405.583	405.583	405.583	405.583	405.583	405.583	405.583	405.583	405.583	405.583	405.583	405.583	405.583	405.583
Depreciação 1		5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000	5.200.000
Preço de Venda			76,80	76,80	26,80	26,80	26,80	26,80	26,80	26,80	26,80	26,80	26,80	26,80	26,80	26,80	26,80
Salvamento			10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072	10.788.072
Valor Residual																	10.400.000
Retorno π / o Investimento	-26.000.000	-28.000.000	8.700.114	8.700.114	8.700.114	8.700.114	8.700.114	8.700.114	8.700.114	8.700.114	8.700.114	8.700.114	8.700.114	8.700.114	8.700.114	8.700.114	13.900.114
Taxa de Retorno																	12,00%

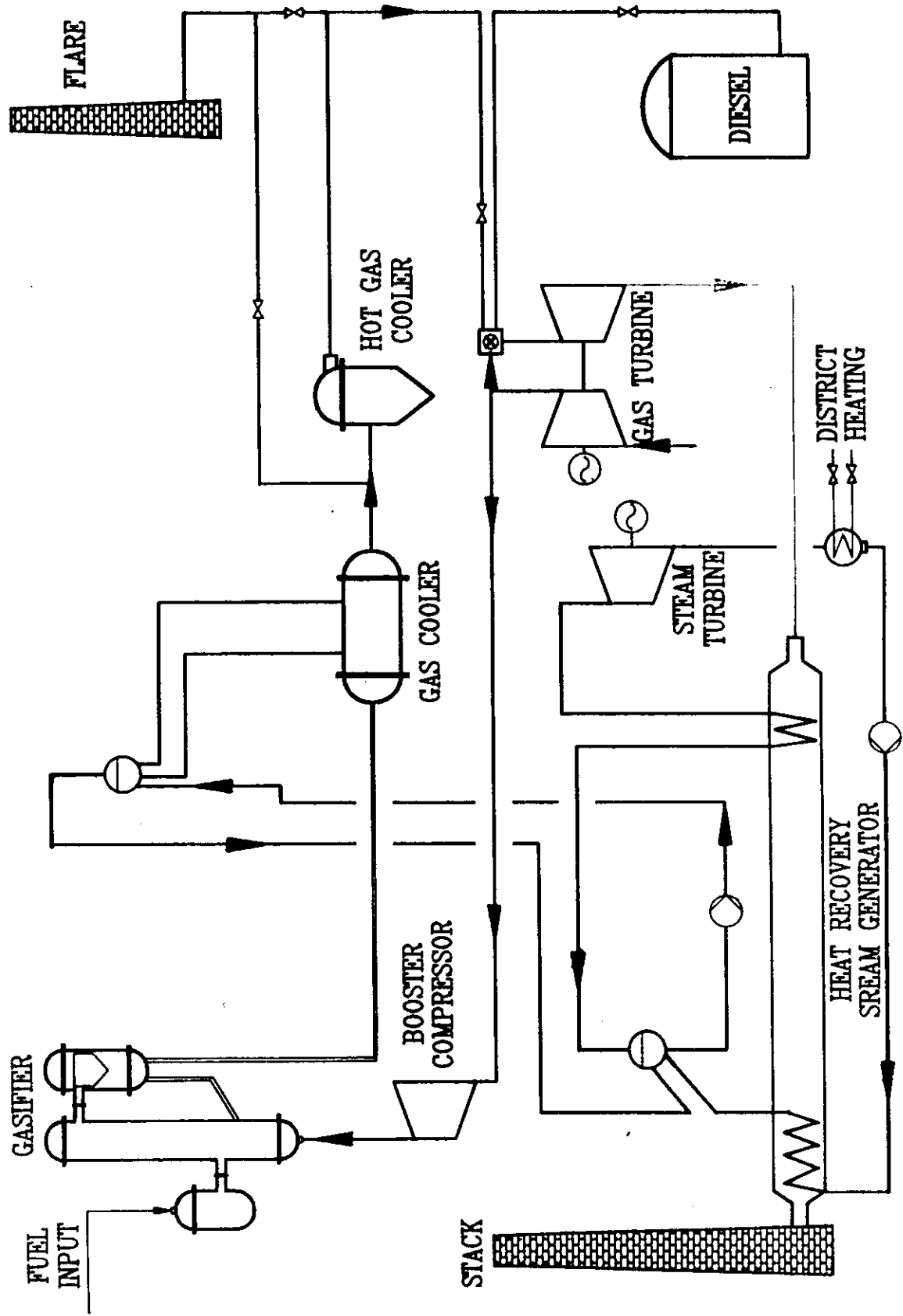
ESQUEMA DE UMA CALDEIRA COM LEITO FLUIDIZADO

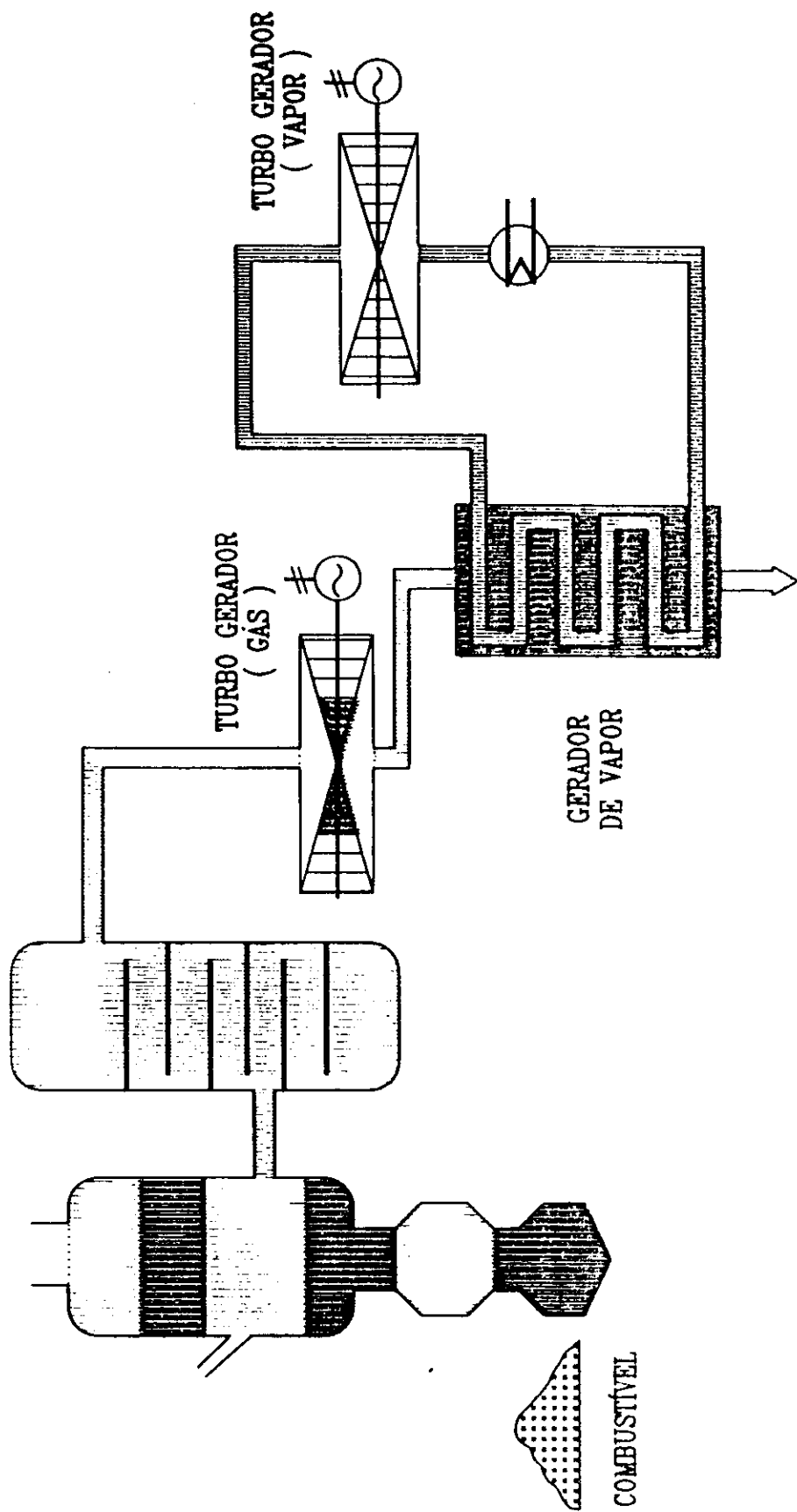
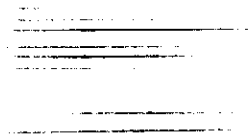


CHEMREC KRAFT RECOVERY BOOSTER AT THE FRÖVIFORS MILL



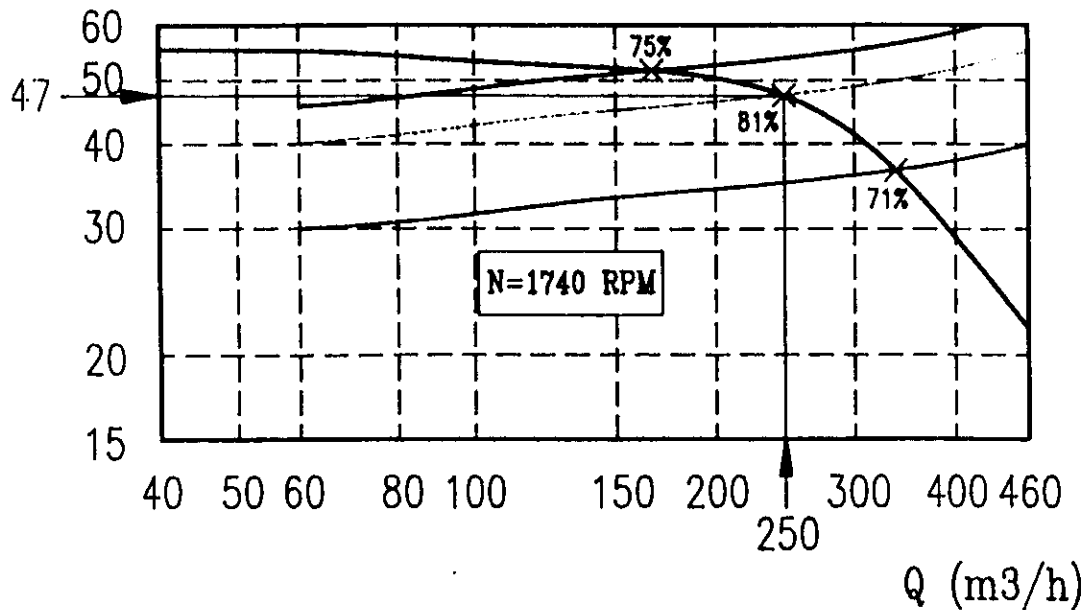
BIO POWER PROCESS DIAGRAM



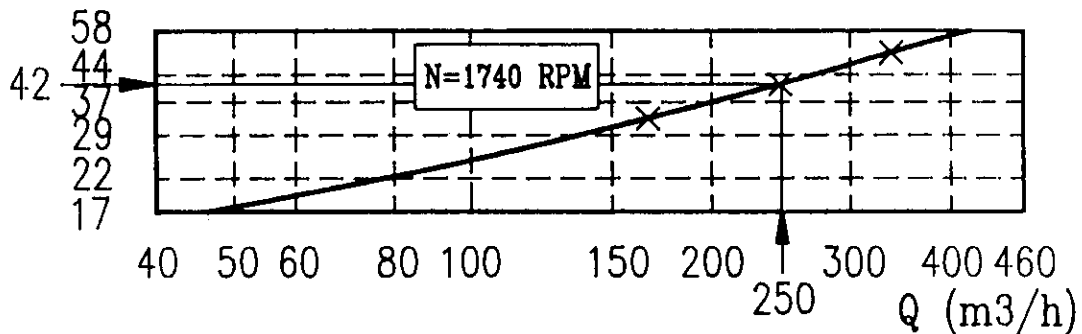


ANÁLISE DA CURVA DA BOMBA x CURVA DO SISTEMA

AMT (mca)



Pc (kW)



- CURVA DE PERFORMANCE DA BOMBA
- SISTEMA CORRETAMENTE PROJETADO (Pc=42kW)
- SISTEMA SUB-DIMENSIONADO (Pc=33kW)
PREJUÍZO NA VAZÃO
- SISTEMA SUPER DIMENSIONADO (Pc=52kW)
AUMENTO NA POTÊNCIA

PAPEL E CELULOSE

Metal Leve fornece inversores de frequência à Celpav por US\$ 200 mil

por Erica Benute
de São Paulo

A Metal Leve Controles Eletrônicos Ltda., irá entregar para a Companhia Votorantim de Celulose e Papel (Celpav), no próximo mês de abril, 29 inversores de frequência (drivers) para motores elétricos de corrente alternada. A venda foi realizada em dezembro do ano passado ao valor total de US\$ 200 mil, segundo o diretor adjunto da Metal Leve, Abraham Goldstein.

Os inversores são aparelhos computadorizados, que incorporam dois microprocessadores de 16 bits, lançados recentemente no mercado nacional —

no segundo semestre do ano passado, segundo Goldstein. Eles permitem o acionamento, controle de velocidade, aceleração e desaceleração de motores trifásicos com faixa de potência entre 3 e 200 HP e têm custo individual que varia entre US\$ 4 mil e US\$ 100 mil.

Goldstein informa que para a Celpav foram vendidos inversores para faixas entre 3 e 30 HP, modelo 1336, que serão usados no acionamento e controle de motores e bombas das máquinas periféricas que fabricam celulose e papel. Por permitir um ajuste preciso de velocidade e condições de operação do

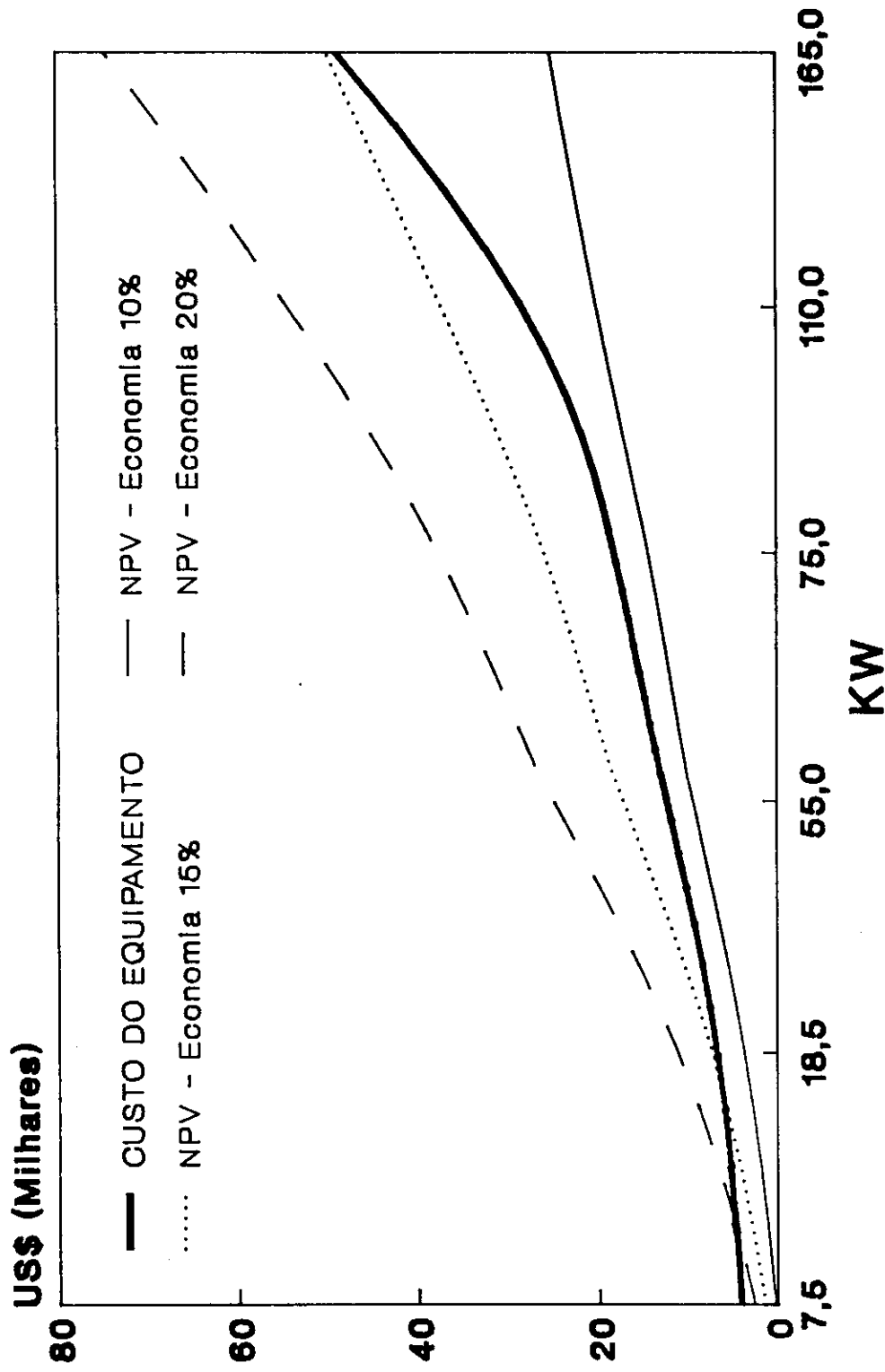
motor, o uso dos inversores possibilita uma redução no consumo de energia elétrica de até 30%, através do controle de tensão e corrente aplicados, explica o diretor da Metal Leve.

Cada equipamento possui 70 parâmetros de ajuste, desde velocidade (entre zero e 250 hertz), aceleração (duas faixas de 1 a 600 segundos) até temperatura (de zero a 40° Celsius). Os 29 inversores serão entregues à Celpav já montados em painéis de comando, também fabricados pela Metal Leve. Goldstein informa que estes painéis não são obrigatórios para o funcionamento dos inversores, mas que são importan-

tes para a proteção dos equipamentos contra intempéries de caráter ambiental (umidade, poeira e atrito).

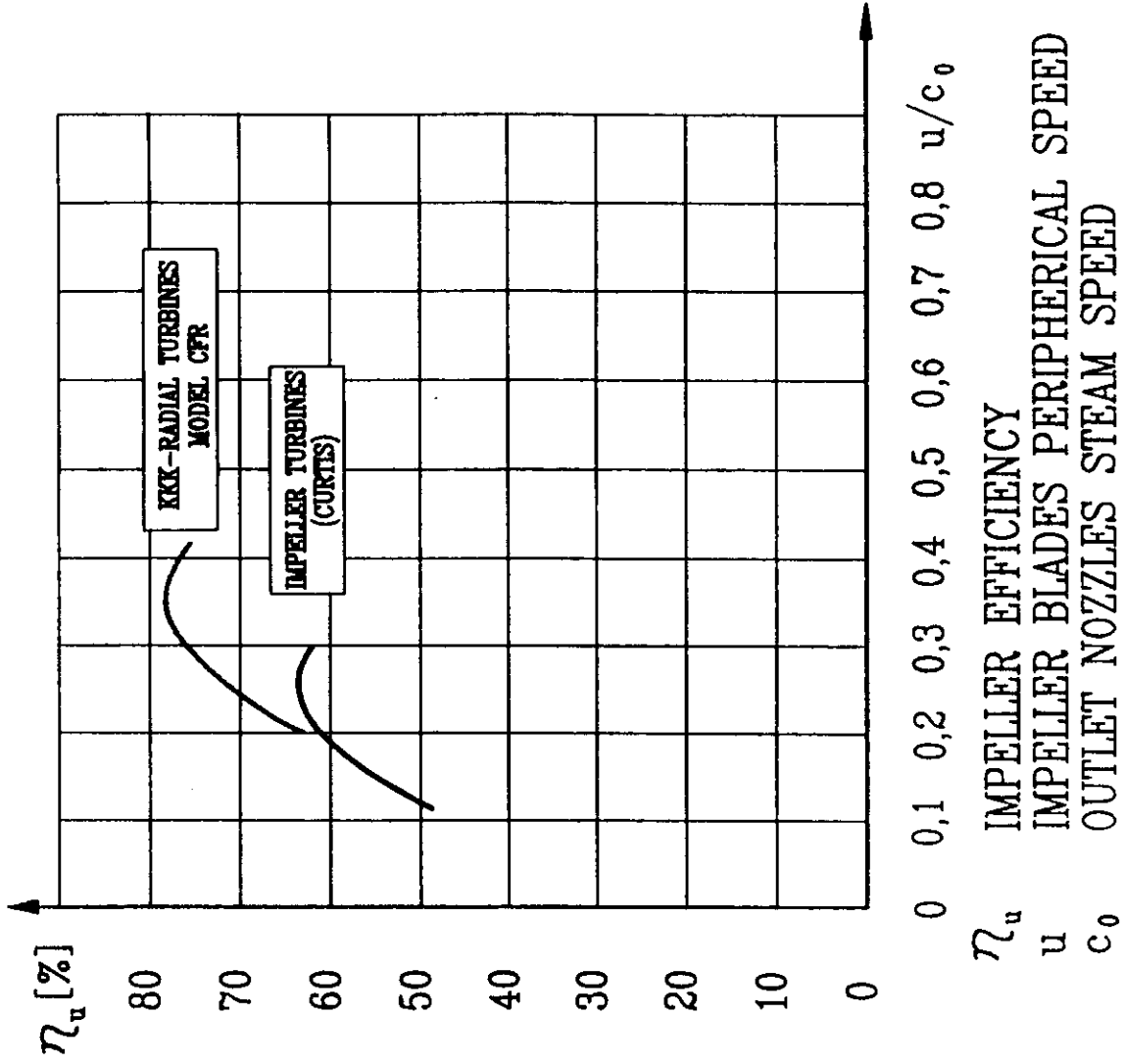
“Na venda para a Celpav o preço foi negociado para cada conjunto (inversor e painel) que saiu, em média entre US\$ 4 mil e US\$ 20 mil”, diz o diretor. Outra característica do novo produto é possuir um controle multi-microprocessador com programação remota, que permite a alteração dos parâmetros de ajuste diretamente da sala de comando da fábrica. Goldstein explica que os modelos antigos não eram computadorizados e por isso, os ajustes eram feitos manualmente.

AVALIAÇÃO ECONOMICA DOS CONVERSORES DE FREQUENCIA

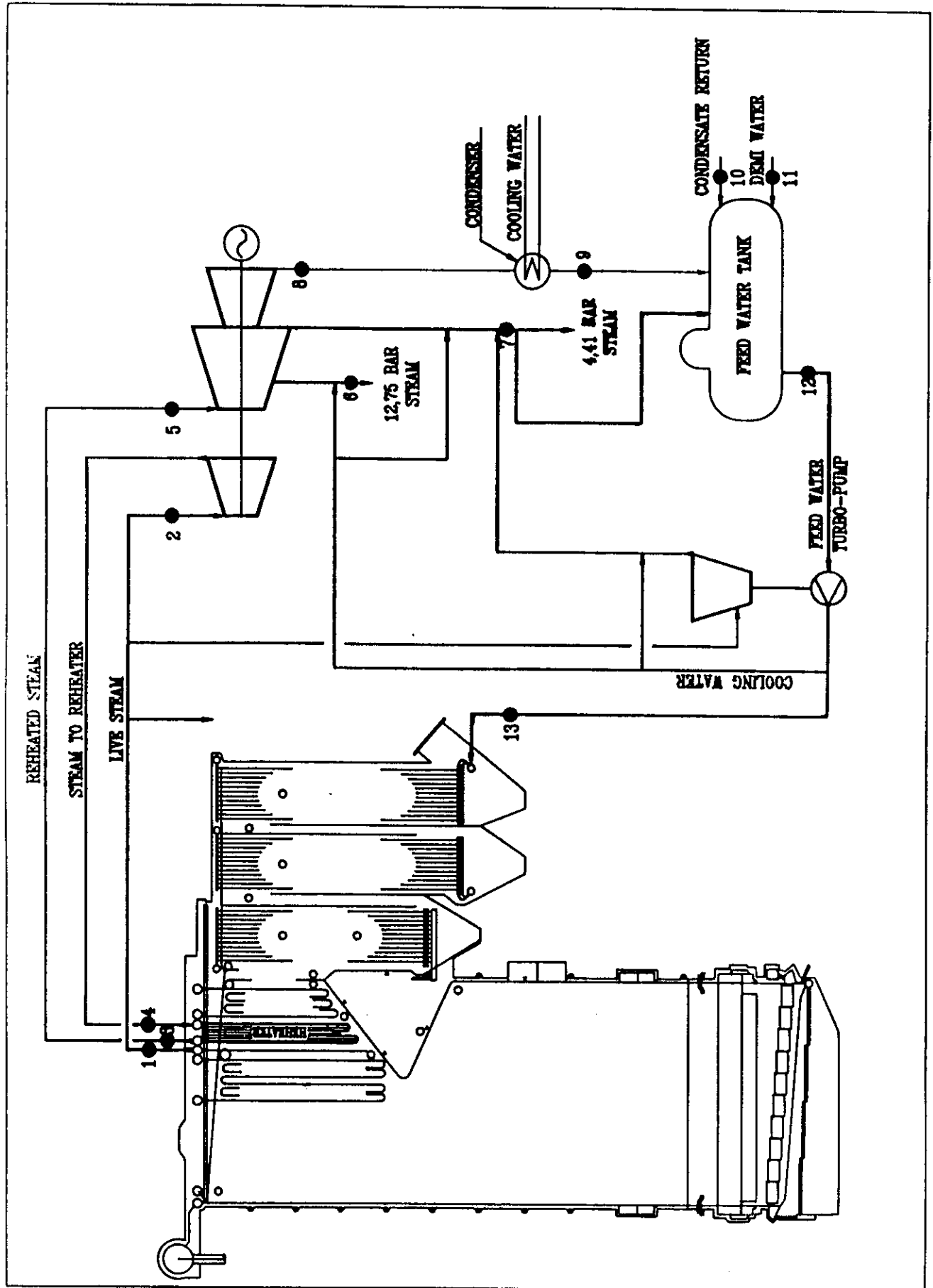


Fonte: Aclonadores WEG

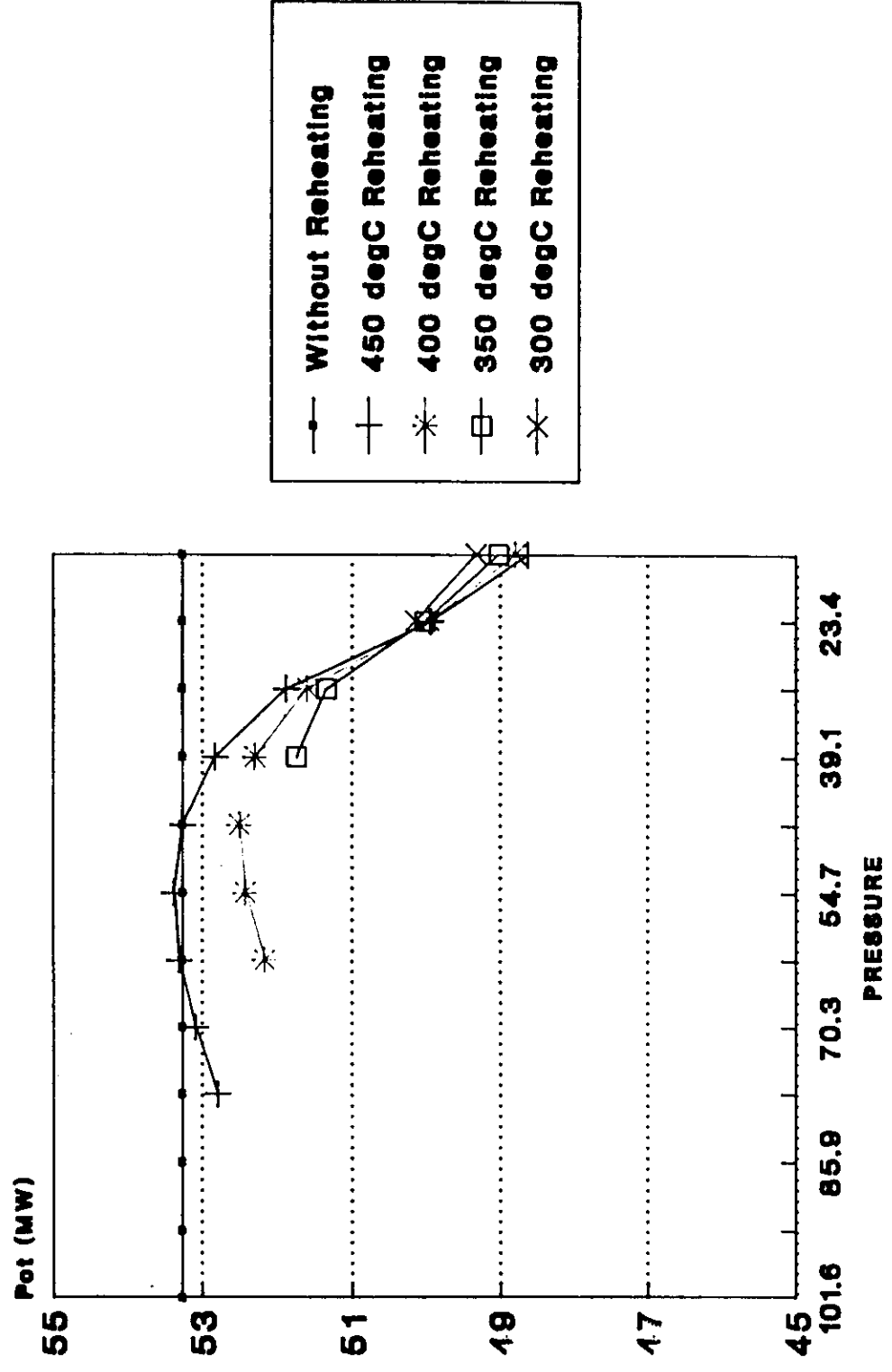
COMPARISON OF EFFICIENCY OF SINGLE STAGE STEAM TURBINES



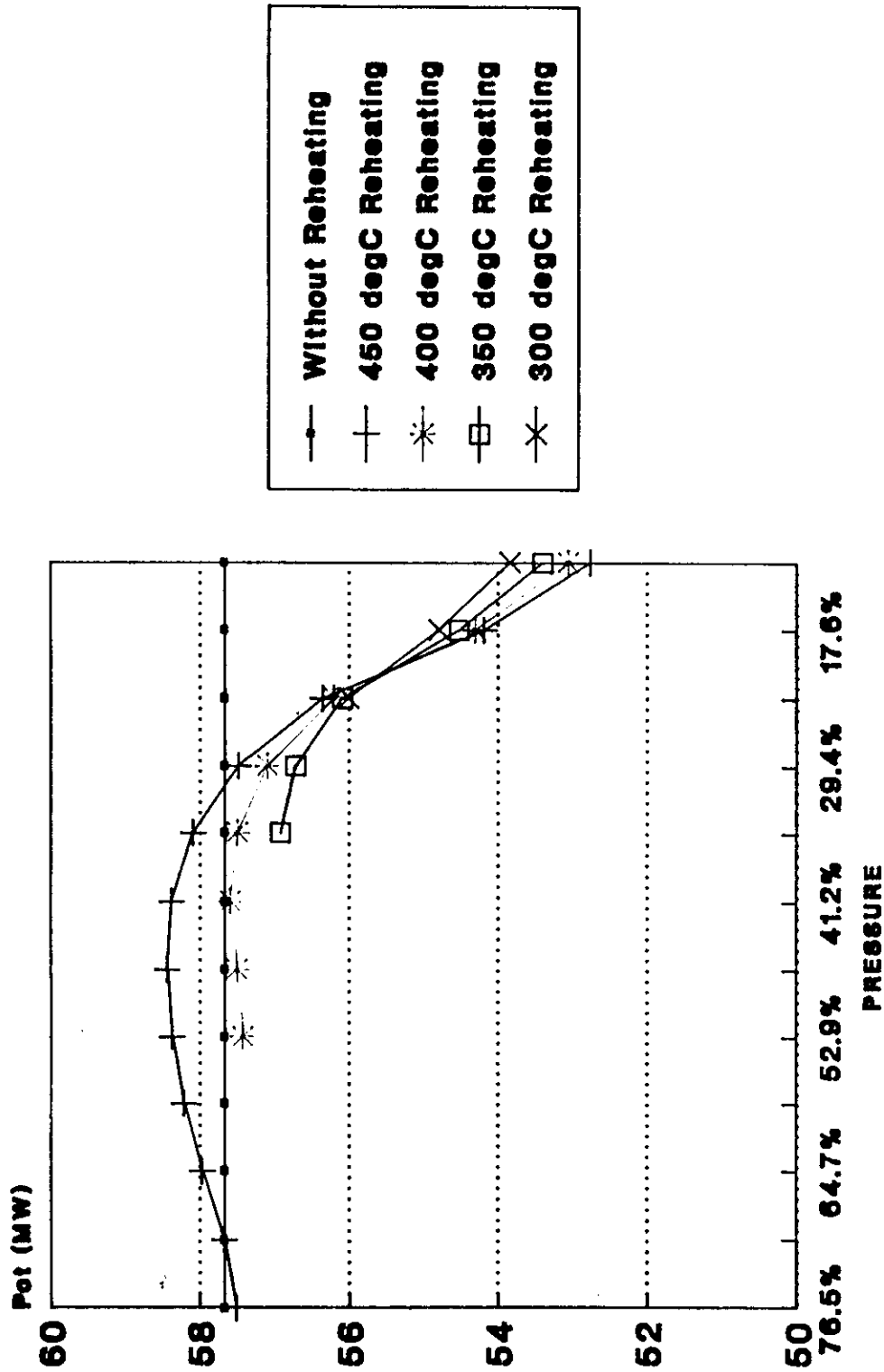
η_u IMPELLER EFFICIENCY
 u IMPELLER BLADES PERIPHERICAL SPEED
 c_0 OUTLET NOZZLES STEAM SPEED



PRESSURE= 64 bar, TEMPERATURE= 465 degC SENSIBILITY CURVE WITH REHEATING



PRESSURE= 85 bar, TEMPERATURE= 485 degC SENSIBILITY CURVE WITH REHEATING



PRESSURE= 125 bar, TEMPERATURE= 485 degC SENSIBILITY CURVE WITH REHEATING

