

BR7801679



**UTILIZAÇÃO DE UM REATOR TIPO HTR COMO FONTE DE CALOR  
PARA PROCESSAMENTO DO XISTO PIROBETUMINOSO  
PELO MÉTODO PETROSIX**

Roberto T. Pessine

DISSERTAÇÃO E TESE - IEA 031

OUTUBRO/1977

**UTILIZAÇÃO DE UM REATOR TIPO HTR COMO FONTE DE CALOR  
PARA PROCESSAMENTO DO XISTO PIROBETUMINOSO  
PELO MÉTODO PETROSIX**

**Roberto T. Pessine**

**Dissertação para obtenção do Título de "Mestre em  
Ciências e Tecnologia Nucleares" – Orientador  
Prof. Dr. Yoshiyuki Hukai. Apresentada e defendida em  
07 de agosto de 1977, à Escola Politécnica da  
Universidade de São Paulo**

**APROVADA PARA PUBLICAÇÃO EM JUNHO/1977**

## **CONSELHO DELIBERATIVO**

### **MEMBROS**

Klaus Reinach – Presidente  
Roberto D'Utra Vaz  
Helcio Modesto da Costa  
Ivano Humbert Marchesi  
Admar Cervellini

### **PARTICIPANTES**

Regina Elizabete Azevedo Beretta  
Flávio Gori

## **SUPERINTENDENTE**

Rômulo Azeiro Pieroni

**INSTITUTO DE ENERGIA ATÔMICA**  
Caixa Postal 11.049 (Pinheiros)  
Cidade Universitária "Armando de Salles Oliveira"  
**SÃO PAULO -- BRASIL**

---

NOTA: Este trabalho foi conferido pelo autor depois de composto e sua redação está conforme o original sem qualquer correção ou mudança.

## ÍNDICE

	Página
<b>1. INTRODUÇÃO</b>	<b>1</b>
1.1 – A Substituição da Energia Fóssil pela Nuclear	2
1.2 – Objetivos deste Trabalho	2
1.3 – Justificativa deste Estudo	3
<b>2. DESENVOLVIMENTO DA APLICAÇÃO DOS REATORES NUCLEARES NA INDÚSTRIA</b>	<b>3</b>
2.1 – Introdução	3
2.2 – Aplicação de Reatores Nucleares em Processos Industriais de Baixa Temperatura	5
2.3 – Reatores Nucleares de Alta Temperatura como Fornecedores de Calor	5
2.3.1 – Métodos Básicos para Reforma do Carvão	7
2.3.2 – Produção de Hidrogênio	10
2.4 – Principais Projetos Internacionais em Andamento	11
2.5 – Aplicação de Reatores HTR no Brasil	17
<b>3. O REATOR PR-3000 COMO FONTE DE CALOR E DE ENERGIA ELÉTRICA</b>	<b>17</b>
3.1 – Introdução	17
3.2 – Características Principais do PR-3000	18
3.3 – Componentes Principais	18
3.3.1 – Elemento Combustível	18
3.3.2 – Ciclo de Combustível tipo OTTO	18
3.3.3 – Vaso do Reator	21
3.3.4 – Cerne do Reator	23
3.3.5 – Circuladores de Hélio	24
3.3.6 – Sistema de Carregamento do Reator	26
3.3.7 – Trocadores de Calor e Geradores de Vapor	27
3.3.8 – Prédio de Contenção do Reator	27
3.3.9 – Sistema de Purificação de Hélio	27
<b>4. TECNOLOGIA ENVOLVIDA NA UTILIZAÇÃO DO XISTO</b>	<b>28</b>
4.1 – Introdução	28
4.2 – Reservas de Xisto	28
4.2.1 – Aspecto Mundial	28
4.2.2 – Reservas do Brasil	29
4.3 – A Indústria do Xisto	29
4.3.1 – Introdução	29

4.3.2 – A Indústria do Xisto no Mundo .....	32
<b>4.4 – Processos de Retortagem do Xisto Betuminoso .....</b>	<b>33</b>
4.4.1 – Introdução .....	33
4.4.2 – Método de Retortagem Local ("in situ") .....	34
4.4.3 – Método de Retortagem Superficial .....	34
<b>4.5 – O Processo Petrosix .....</b>	<b>35</b>
4.5.1 – Introdução .....	35
4.5.2 – A Usina Piloto Semi-Industrial de Irati (U.P.I.) .....	35
4.5.3 – Descrição do Processo .....	37
4.5.4 – Usina de Xisto Comercial .....	38
<b>5. OTIMIZAÇÃO TERMODINÂMICA DO COMPLEXO INDUSTRIAL REATOR NUCLEAR PR-3000 – USINA DE XISTO COMERCIAL .....</b>	<b>40</b>
5.1 – Considerações Gerais .....	40
5.2 – Tipos de Fluxogramas: Possibilidades e Problemas Envolvidos .....	41
5.3 – Fluxograma Considerado para os Cálculos de Otimização Térmica .....	41
5.3.1 – Aspectos Gerais sobre os Três Ciclos Básicos .....	41
5.3.1.1 – Circuito Primário do Reator PR-3000 .....	41
5.3.1.2 – Circuito do Gás de Processo (Usina de Xisto Acoplada – U.X.A.) ...	41
5.4 – Equacionamento do Problema .....	43
5.4.1 – Introdução. Especificação do Problema .....	43
5.4.2 – Dados Disponíveis .....	45
5.4.3 – Balanço Térmico do Complexo PR-3000 – U.X.A. ....	46
5.4.3.1 – Usina de Xisto Acoplada. Ciclo do Gás de Processo .....	46
5.4.3.2 – Relações Decorrentes do Circuito Primário do Reator .....	47
5.4.4 – Ciclo de Vapor .....	48
5.4.4.1 – Considerações Gerais .....	48
5.4.4.2 – Nomenclatura .....	48
5.4.4.3 – Escolha de Alguns Parâmetros do Ciclo de Vapor: Condições de Contorno .....	49
5.4.4.3.1 – Aquecedor Regenerativo .....	49
5.4.4.3.2 – Reaquecimento .....	49
5.4.4.3.3 – Outras Condições de Contorno .....	50
5.4.4.4 – Discussão Geral Sobre Alguns Pontos do Ciclo de Vapor .....	51
5.4.4.5 – Relações Decorrentes do Ciclo de Vapor .....	56
5.5 – Procedimento Numérico .....	56
5.5.1 – Método de Cálculo .....	56
5.5.2 – O Programa Digital .....	57
5.5.3 – Diagrama Indicando a Seqüência de Cálculos .....	58
<b>6. RESULTADOS, CONCLUSÕES E COMENTÁRIOS FINAIS .....</b>	<b>61</b>
6.1 – Introdução .....	61
6.2 – Escolha da Pressão de Extração do Vapor para o Aquecedor (Ponto 4) .....	61

6.3 – Obtenção dos Pontos de Convergência .....	61
6.4 – Resultados Finais .....	70
6.5 – Conclusões e Comentários .....	72
6.5.1 – Conclusões Finais .....	72
6.5.2 – Recomendações .....	72
6.5.3 – Comentários Finais .....	72
<b>APÊNDICE 1: FATORES DE CONVERSÃO DE UNIDADES .....</b>	<b>74</b>
<b>APÊNDICE 2: FINALIDADES DAS SUBROTINAS .....</b>	<b>75</b>
<b>APÊNDICE 3: LISTAGEM DO PROGRAMA DIGITAL PARA A OTIMIZAÇÃO TÉRMICA DO COMPLEXO NUCLEAR INDUSTRIAL PR-3000 - U.X.A. ....</b>	<b>76</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>83</b>

# UTILIZAÇÃO DE UM REATOR TIPO HTR COMO FONTE DE CALOR PARA PROCESSAMENTO DO XISTO PIROBETUMINOSO PELO MÉTODO PETROSIX

Roberto T. Pessine

## RESUMO

Neste trabalho são estudados alguns aspectos termodinâmicos do sistema resultante do acoplamento entre uma central nuclear tipo THTR (Thorium High Temperature Reactor) e uma usina comercial de processamento de xisto

O acoplamento é caracterizado pelo emprego de toda energia disponível pelo reator nuclear no processamento do xisto. O reator nuclear empregado neste estudo é o PR-3000, de 2980,8 MW<sub>e</sub>, cujo projeto foi desenvolvido na República Federal da Alemanha para aplicações na reforma do carvão e do vapor produzindo redutores e produtos similares aos derivados de petróleo. A usina comercial de xisto (U.C.X.) considerada emprega o processo Petrosix, desenvolvido pela Superintendência da Industrialização do Xisto (SIX) que constitui uma das unidades da Empresa Petrobrás.

São propostos vários fluxogramas para o acoplamento entre os ciclos básicos do reator nuclear PR-3000 com o ciclo de gás aquecido da U.C.X. A partir de um desses fluxogramas, previamente escolhido, determina-se, sob certas condições de contorno, os parâmetros termodinâmicos que proporcionam um rendimento térmico máximo do sistema.

A usina comercial do xisto é redimensionada para consumir toda energia fornecida pelo reator nuclear PR-3000, produzindo um total de 95.500 barris/dia. Do acoplamento resulta uma economia de óleo, em comparação com o método convencional de auto-alimentação empregado na U.C.X., de 5,3 milhões de barris/dia.

São determinados também os parâmetros principais do ciclo de vapor do reator PR-3000, e dos trocadores de calor, cujos dados são semelhantes aos correspondentes dos reformadores, quando da aplicação do reator PR-3000 na reforma do vapor e carvão.

## 1. INTRODUÇÃO

A disponibilidade de petróleo a preços baixos levou muitas nações ao consumo supérfluo e indiscriminado, com a conseqüente exaustão dos recursos próprios e abuso das reservas externas.

Do petróleo obtêm-se derivados que se destinam a duas finalidades principais:

- 1) Fornecimento de energia: é o destino menos nobre dado a certa classe de refinados que são usados como combustível (óleo, gasolina, querosene) em motores a explosão de baixíssimo rendimento, em caldeiras industriais e de eletricidade, etc.
- 2) Fornecimento de materiais indispensáveis à vida moderna, tais como plásticos, vestimentas, remédios, etc.

A facilidade de se trabalhar com o petróleo, fluido em temperaturas ordinárias, tornou-o responsável, hoje, por mais de 50% da energia consumida no mundo. E, como conseqüência, o desenvolvimento econômico das nações depende acentuadamente do petróleo, embora as previsões

mais otimistas sobre a duração das jazidas petrolíferas conhecidas (da ordem de 600 bilhões de barris) não alcancem 50 anos.

Ainda na linha dos materiais fósseis, cujos recursos são limitados e não renováveis, pode-se destacar:

- a) Gás natural: tem finalidades iguais aos refinados de petróleo; duração das reservas não mais de 35 anos<sup>(13)</sup>;
- b) Carvão: a grande maioria das reservas mundiais é constituída por lignito, não podendo, salvo condições locais excepcionais, ser queimado diretamente para a produção de calor por causa do seu alto teor de enxofre que polue o meio ambiente. Mas, já na 2ª, década deste século foram patenteados vários métodos que tratam da transformação do carvão em produtos líquidos e gasosos, semelhantes aos refinados de petróleo. Entretanto, após o término da 2ª Guerra Mundial, a abundância de petróleo provocou uma estagnação no aperfeiçoamento desses métodos. Atualmente, todos os grandes centros de pesquisa de energia concentram esforços no desenvolvimento de métodos de beneficiamento do carvão;
- c) Rochas oleíferas: um outro substituto do petróleo é constituído pelas rochas oleíferas, impropriamente chamadas de xistos. Embora se tenha iniciado a extração comercial dos hidrocarbonetos destas rochas, mesmo antes do petróleo, o seu desenvolvimento foi duramente atingido quando o petróleo passou a ser comercializado em abundância já no século passado (por volta de 1860). Desde então, os processos de tratamento dos xistos não experimentaram, salvo algumas exceções, progresso significativo. As reservas mundiais de rochas oleíferas têm um conteúdo de óleo pelo menos 3 a 4 vezes superior (Capítulo 4) às reservas conhecidas de petróleo. Hoje, muitos países mantêm instituições de pesquisa destinadas a desenvolver processos de tratamento do xisto.

No campo da energia, dentre as fontes alternativas (não fósseis) em estudo (energia solar, ventos, marés, energia nuclear de fissão e fusão etc.), somente a energia nuclear de fissão atingiu um grau de desenvolvimento e eficiência econômica compatíveis com as condições e necessidades impostas pela demanda de energia. Embora os reatores nucleares comercializados nesta década sejam apenas fornecedores de energia elétrica, operando em temperaturas de vapor relativamente baixas ( $\sim 330^{\circ}\text{C}$ ), grandes esforços estão sendo feitos<sup>(22,23,27)</sup> visando-se o emprego do calor diretamente em processos industriais para substituir a queima de combustível de origem fóssil.

### 1.1 – A Substituição da Energia Fóssil pela Nuclear

Com respeito a energia nuclear, enormes esforços estão sendo feitos pelas maiores potências industriais do mundo (EUA, Alemanha, Japão, etc.) para a construção de reatores nucleares (Capítulo 2) que forneçam calor em temperatura elevada ( $1000^{\circ}\text{C}$ ), de modo a poder atender às exigências impostas principalmente pelos processos usados na siderurgia, bem como na reforma do carvão e produção de hidrogênio. Em todos esses processos é requerido calor a temperaturas da ordem de  $1000^{\circ}\text{C}$ . Espera-se que esses reatores nucleares de alta temperatura, chamados de 2ª Geração, possam entrar em funcionamento ainda na próxima década.

Embora seja vasta a literatura referente a trabalhos sobre aplicação do calor nuclear de alta temperatura em processos industriais, principalmente na siderurgia, produção de redutores e óleo do carvão e na produção de hidrogênio a partir da água, não existe nenhum trabalho significativo sobre aplicação em processamento de xistos que requerem calor em temperaturas da ordem de  $700-800^{\circ}\text{C}$ .

### 1.2 – Objetivos deste Trabalho

Este trabalho tem por objetivo apresentar um estudo preliminar sobre alguns aspectos termodinâmicos para o acoplamento de um reator nuclear de alta temperatura, especificamente o reator

PR-3000 projetado na República Federal da Alemanha, a uma usina de xisto que utiliza o processo Petrosix, desenvolvido pela Petrobrás S/A.

São abordados pormenorizadamente os seguintes aspectos:

- 1) Dimensionamento de uma usina de xisto comercial para ser acoplada ao reator nuclear PR-3000.
- 2) Otimização térmica do acoplamento PR-3000 de Xisto Comercial.
- 3) Obtenção de condições termodinâmicas de operação para o reator, referentes aos trocadores de calor e geradores de vapor

### 1.3 – Justificativa deste Estudo

O estudo da aplicação do calor nuclear de alta temperatura para o processamento do xisto pelo método Petrosix justifica-se face às seguintes premissas:

- 1) O Brasil possui a 2ª maior reserva de xisto do mundo, com um total de 120 bilhões de toneladas métricas<sup>(57)</sup>
- 2) A disponibilidade do processo Petrosix, a ser usado no tratamento do xisto pertencente à Formação Irati, o maior depósito do País. Note-se que este processo foi totalmente desenvolvido no Brasil e, portanto, foi adaptado as nossas condições tecnológicas. Ele já está comprovado, técnica e economicamente, através de uma instalação semi-industrial – UPI, construída em São Mateus do Sul, Estado do Paraná.
- 3) O processo Petrosix requer calor em temperaturas da ordem de 700°C. Para isto são queimados cerca de 30% do óleo produzido por uma usina comercial de xisto. A utilização do calor nuclear para alimentar a usina implicaria num aumento considerável da produção de óleo que seria utilizado em finalidades mais nobres do que a queima na própria usina.
- 4) As parcas reservas de petróleo do País, que importa mais de 80% de suas necessidades, justificaria a procura de outras fontes de combustível fóssil disponíveis no próprio território nacional.
- 5) A entrada do Brasil na era nuclear, através do acordo nuclear com a República Federal da Alemanha, reforça as possibilidades da utilização da energia nuclear em outras aplicações além da produção de eletricidade.
- 6) O desenvolvimento de reatores de alta temperatura, e.g., o PR-3000 na República Federal da Alemanha, para aplicação industrial na reforma do carvão, possibilita explorar outros tipos de aplicações similares, próprias do Brasil, como no processamento do xisto.

## 2 – DESENVOLVIMENTO DA APLICAÇÃO DOS REATORES NA INDÚSTRIA

### 2.1 – Introdução

Desde a 1ª reação nuclear auto-sustentável, demonstrada há cerca de 35 anos atrás, até os dias atuais, a tecnologia nesse campo evoluiu com tal rapidez que a energia nuclear representa hoje cerca de 10% da capacidade de geração de energia elétrica nos E.U.A. Está previsto que, por volta de 1985, 50% da energia elétrica nos E.U.A. provenha de reatores nucleares<sup>(30)</sup>.

O Brasil terá até 1990 cerca de 9 usinas nucleares instaladas, produzindo um total de 10.200 MWe. <sup>(2)</sup> (Figura 2.1).

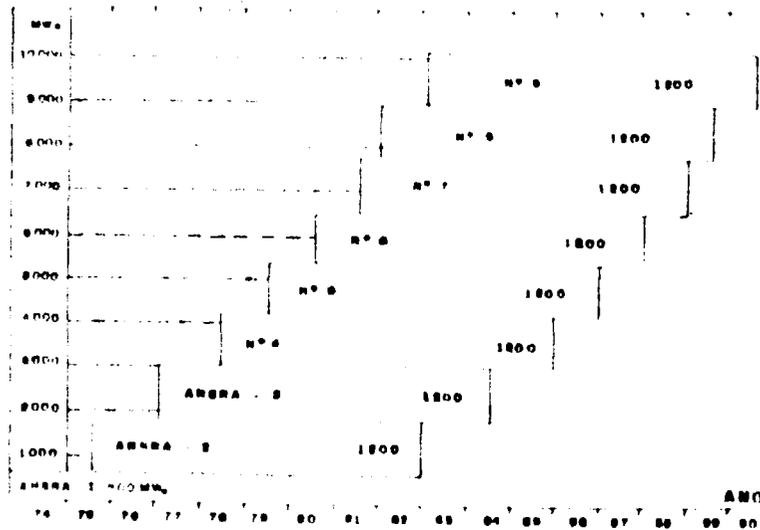


Figura 2.1 - Programa Nuclear Brasileiro

O papel dos reatores nucleares na indústria de eletricidade está bem estabelecido, mas, existem várias outras áreas onde a energia nuclear, como uma fonte opcional, pode realizar importantes contribuições. A maioria destas áreas estão localizadas na indústria que representa aproximadamente 20% do mercado de energia petrolífera no Brasil<sup>(13)</sup> e 25% do mercado energético nos E.U.A.<sup>(30)</sup> (Figura 2.2).

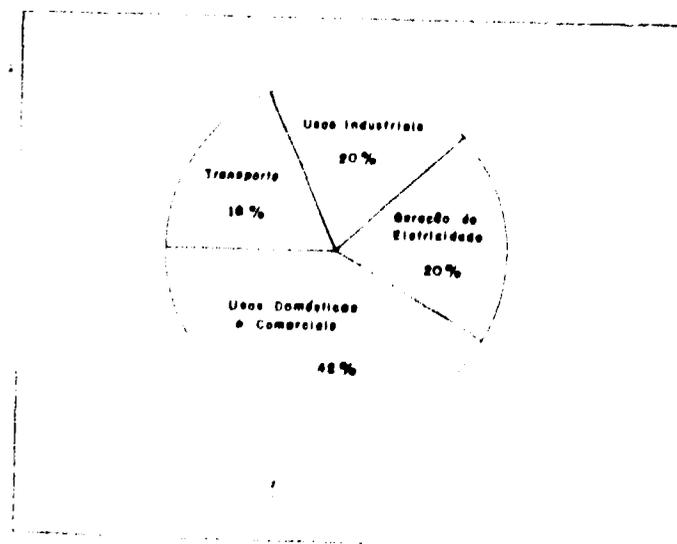


Figura 2.2 - Usos do Petróleo no Brasil.

Todos os reatores nucleares comercializados atualmente, podem fornecer vapor em temperaturas no intervalo de 320°C – 350°C.

Entretanto, a temperatura do vapor limita o número de processos industriais nos quais o calor pode ser transferido. (Figura 2.4). Mas, prevendo-se a instalação de um grande número de reatores nucleares nas próximas décadas, os estudos sobre a localização dessas usinas devem incluir a possibilidade de fornecimento, pelo reator nuclear, não só de eletricidade, mas também de vapor diretamente para indústrias previamente construídas próximas aos reatores. Desta forma, a eficiência global do processo será grandemente aumentada, ao mesmo tempo em que se diminui a transferência de calor residual para o ambiente (Figura 2.3).

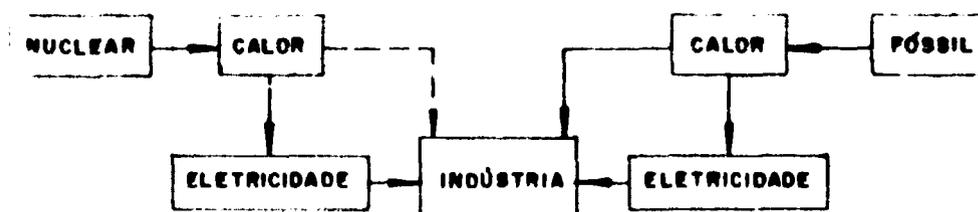


Figura 2.3 – Utilização da Energia na Indústria.

## 2.2 – Aplicação de Reatores Nucleares em Processos Industriais de Baixa Temperatura

Nos E.U.A., onde o calor para processos de baixa temperatura na forma de vapor industrial representa cerca de 17% da energia total consumida pela nação<sup>(46)</sup>, tem sido grande o interesse pelo aproveitamento do vapor fornecido pelos reatores nucleares de primeira geração.

Na República Federal da Alemanha estuda-se a implantação de grandes redes de vapor alimentados por L.W.R. (Light Water Reactor) para aquecimento doméstico. Nos E.U.A. existem estudos para utilização do calor residual dos L.W.R. no tratamento de esgotos e produção de fertilizantes.

Vários projetos foram desenvolvidos para aplicação do calor nuclear de baixa temperatura na dessalinização da água do mar; em Israel e na U.R.S.S. existem em funcionamento, com pleno sucesso, usinas nucleares com essa precíua finalidade.

Planeja-se, atualmente, a construção de unidades navais, principalmente petroleiros e graneleiros de propulsão nuclear; submarinos de propulsão nuclear são utilizados há duas décadas.

## 2.3 – Reatores Nucleares de Alta Temperatura como Fornecedores de Calor

Conforme mostra a Figura 2.4, existe um grande número de processos industriais que requerem calor no intervalo de temperatura de 500°C a 1000°C.

Nessa faixa de temperatura estão localizadas as necessidades das indústrias de base de qualquer país moderno, principalmente a siderurgia e as refinarias de petróleo. Encaixam-se também, nesse

intervalo, os processos para produção de substitutos de derivados de petróleo e gases redutores para a siderurgia (processos de gaseificação do carvão, pirólise do xisto) e, especificamente, a produção de hidrogênio a ser usado não somente como redutor na siderurgia, mas como combustível, no futuro.

Dos processos ilustrados na Figura 2.4, a reforma do carvão e a produção de hidrogênio são os de maior interesse para serem acoplados a usinas nucleares. Por este motivo, eles são tratados com maiores detalhes nos itens seguintes.

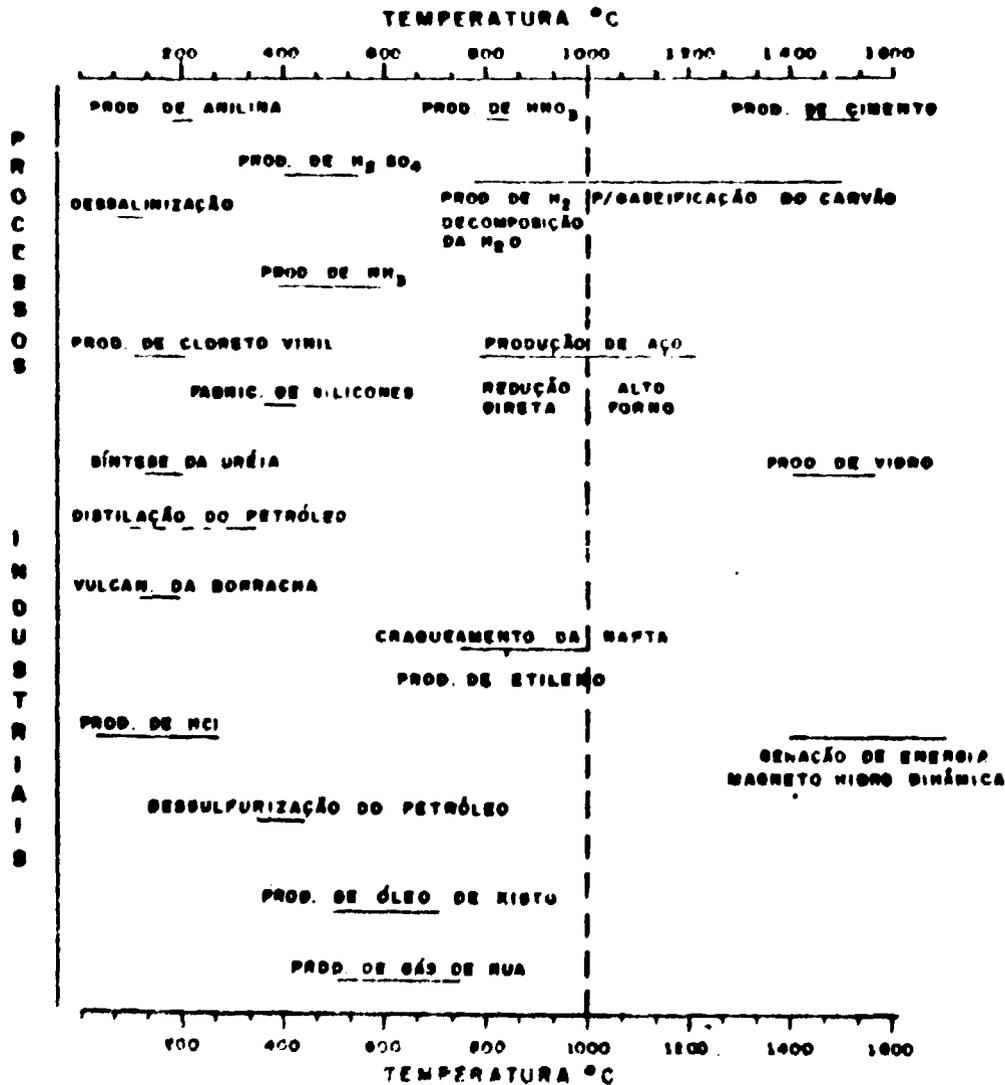


Figura 2.4 — Temperaturas de operação dos diversos processos industriais.

### 2.3.1 – Métodos Básicos para Reforma do Carvão

Os princípios tecnológicos para conversão de carvão em óleo e gás, já estão firmemente estabelecidos, como pode ser demonstrado pela operação de uma série de usinas piloto e de demonstração, onde a conversão do carvão é feita em pequena escala. O problema é, então, mobilizar recursos financeiros e industriais necessários para por a tecnologia existente em bases comerciais<sup>(37,38,39,59)</sup>

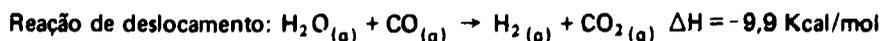
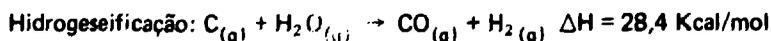
Considerando-se a diferença entre o número de átomos de hidrogênio e o número de átomos de carbono no carvão, óleo e gás, nota-se uma maior predominância de hidrogênio nestes dois últimos. (Tabela II.1)

Tabela II.1

Comparação entre o Número de Átomos de Carbono e Hidrogênio nos Compostos

	Composto	Nº de Átomos H/Nº Átomos C
Sólido	carvão	0,8/1
Líquido:	óleo	1,75/1
	metano	4,0/1
	etano	3,0/1
Gases	propano	2,66/1
	butano	2,5/1

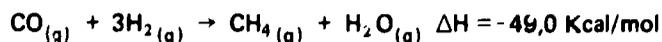
O hidrogênio pode ser obtido em grande escala através da quebra da molécula de água. A energia para a consumação desse processo pode vir da queima do próprio carvão, ou de outra fonte como a energia nuclear. Em qualquer dos casos, a pequena eficiência da produção de hidrogênio é o fator limitante da economia do processo. Em todos os processos de reforma do carvão, existe uma etapa de gaseificação, onde o carvão reage com o vapor d'água, produzindo gás de síntese ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ) ou então, dependendo do processo, um excesso de vapor d'água pode produzir mais hidrogênio. As reações são:



( $\Delta H$  considerado a  $25^\circ\text{C}$ ,  $P = 1 \text{ atm}$ ;  $\text{C}_{(g)}$  = grafita).

Entretanto, todo processo de conversão produz uma mistura de hidrocarbonetos gasosos (metano, etano, propano), os quais são substitutos sintéticos do gás natural.

Síntese do metano:



Os métodos de conversão do carvão em óleo e gás podem ser divididos basicamente em quatro:

(1) **Carbonização ou pirólise:** É o mais simples dos processos e que consiste no aquecimento do carvão em ausência de ar, causando a decomposição do carvão em alcatrão e gás, deixando um resíduo de coque juntamente com impurezas. Conforme pode ser visto na Figura 2.5 o alcatrão e o gás são tratados com gás de síntese e separados, produzindo-se então, hidrocarbonetos líquidos e gasosos. O gás de síntese é obtido pela reação do coque sólido proveniente do vaso de pirólise com o vapor d'água.

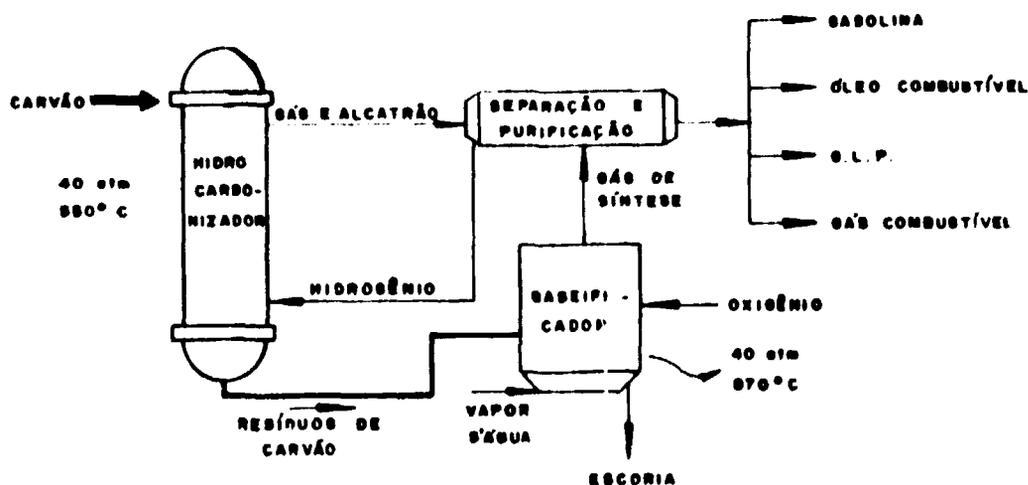


Figura 2.5 – Diagrama do processo de carbonização.

(2) **Hidrogenação do carvão em alta pressão (Processo Bergius):**

Neste processo (Figura 2.6), o carvão é moído junto com o catalizador (tal como Co, Mo), misturado com óleo, formando uma pasta, de modo que pode ser transportado através de bombas de circulação e, desta forma, é introduzido no reator químico onde reage com hidrogênio em alta pressão. Depois da hidrogenação, o líquido produzido é destilado para remover os sólidos, os quais são gaseificados para produzir hidrogênio necessário à operação. No Processo Bergius, como em outros, o vapor d'água é a fonte de hidrogênio, o qual, por sua vez, deve ser adicionado ao carvão para finalmente convertê-lo em óleo e gás.

(3) **Processo de extração (Figura 2.7):** Consiste na dissolução do carvão num solvente orgânico, sendo que a mistura é feita em baixa pressão. Este processo – doação do hidrogênio (hydrogen-donor)-corresponde a um dos dois processos de extração existentes. O líquido resultante da extração é hidrogenado, produzindo óleo cru sintético e solvente para extração. Desde que o solvente é rico em hidrogênio, ele o transfere para o carvão durante o processo de extração; parte do carvão permanece não dissolvido. Esse carvão é gaseificado, como em outros processos para produzir hidrogênio.

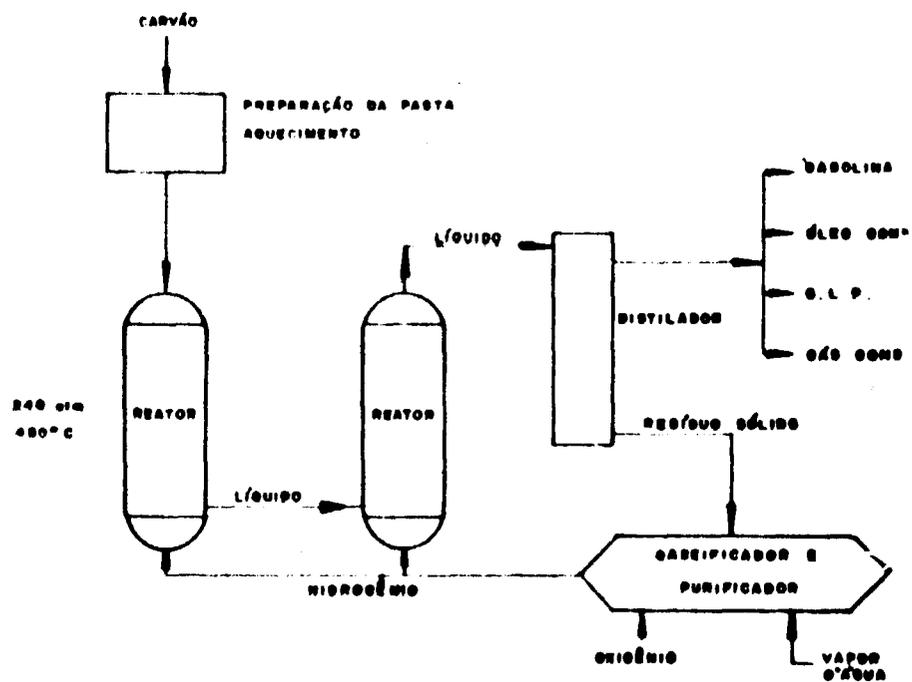


Figura 2.6 – Diagrama do processo Bergius (Hidrogenação direta)

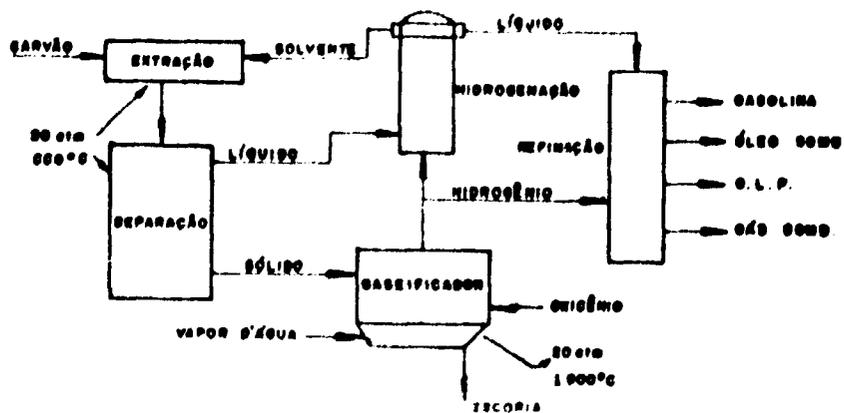


Figura 2.7 – Diagrama do processo de extração.

(4) **Hidrogenação do monóxido de carbono (Processo Fischer-Tropsch) (Figura 2.8):** O gaseificador é alimentado com carvão, o qual é aquecido na presença de oxigênio e vapor. A combustão produz um gás que consiste principalmente de monóxido de carbono e hidrogênio. O gás, depois de atravessar os estágios de purificação e deslocamento, passa sobre um catalizador, produzindo uma variedade de hidrocarbonetos líquidos e gasosos.

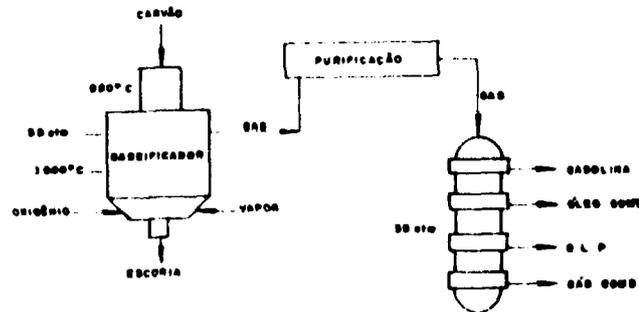


Figura 2.8 – Diagrama do processo Fischer-Tropsch.

### 2.3.2 – Produção de Hidrogênio

O hidrogênio está sendo estudado atualmente como uma das alternativas futuras para ajudar a resolver o complexo problema energético mundial.

O hidrogênio, um gás altamente energético, é potencialmente o mais limpo de todos os combustíveis, pois, queimando-se por reação com oxigênio produz vapor d'água. As principais aplicações do  $H_2$  são:

- a) como combustível para diversos fins;
- b) como um meio de reserva e transmissão de energia;
- c) como um redutor para a indústria siderúrgica;
- d) como um dos elementos de partida para a produção de amônia;
- e) como gás de processo para a indústria de gaseificação do carvão e pirólise do xisto (pelo processo Petrosix);
- f) em várias outras aplicações na indústria química.

O hidrogênio é encontrado livre na natureza em quantidades muito pequenas. Ocorre no ar (1 p.p.m., aumentando a proporção nas camadas mais externas), parcialmente em certas emanações vulcânicas (0,1 – 20%)<sup>(47)</sup>; apresenta-se em diversas formas de combinação, por exemplo, na água,

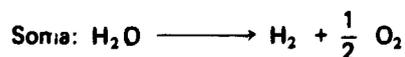
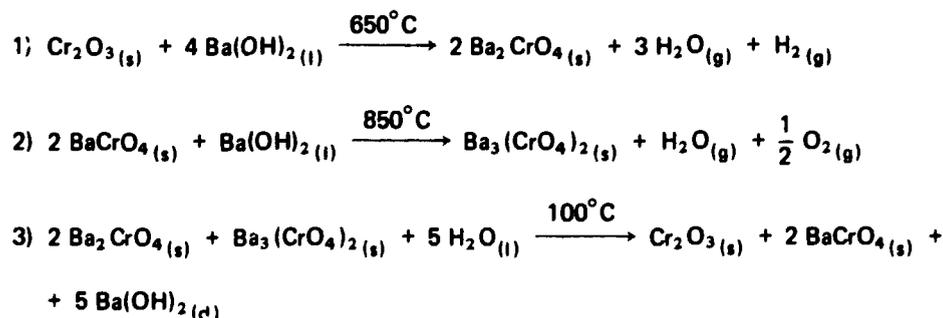
ácidos, bases, e em quase todas as combinações orgânicas (petróleo, carvão, xisto, gasolina, etc.). O gás hidrogênio pode ser obtido em grandes quantidades pela decomposição de  $H_2O$ , que é composta de 11,19% de  $H_2$  e 88,81% de  $O_2$ .

O método convencional mais elementar para decompor a água em seus elementos constituintes é a eletrólise. Mas, embora este método seja usado desde o início do século, não é o melhor em termos econômicos.

Atualmente, as pesquisas se concentram na produção de hidrogênio através da quebra termoquímica da água<sup>(45,33,34)</sup>. Este método se baseia numa série de reações químicas, que, quando combinadas, apresentam como resultado líquido a decomposição da água em hidrogênio e oxigênio.

O intervalo de temperatura em que tais reações ocorrem é de  $100^\circ C$  a  $1000^\circ C$ .

Como exemplo, considera-se o ciclo mostrado na seqüência de reações abaixo<sup>(20)</sup>.



s = sólido; l = líquido; g = gasoso; d = dissolvido.

Na 1ª reação ocorre a oxidação do cromo, que passa de valência +3 para +4 pela reação com hidróxido de bário em  $650^\circ C$ ; na 2ª reação o cromo +4 é oxidado a +5 pelo hidróxido de bário em  $850^\circ C$ ; e, em  $100^\circ C$  ocorre a hidrólise dos cromatos de bário +4 e +5. Somando-se as reações, membro a membro, obtém-se a reação decomposição da água.

## 2.4 – Principais Projetos Internacionais em Andamento

O interesse maior da aplicação dos HTR (High Temperature Reactor) repousa, aparentemente, na indústria do ferro e aço. Na realidade, esforços maiores, paralelos ao experimentado pela siderurgia neste setor, estão concentrados na conversão do carvão e obtenção do hidrogênio. Isto é explicado porque, da reforma do carvão, além de se obter redutores para siderurgia, são obtidos produtos combustíveis e matéria prima a ser utilizada na indústria petroquímica; o hidrogênio, além de excelente combustível não poluente, tem diversos outros usos de suma importância.

O carvão é relativamente abundante nos EUA, Alemanha, Inglaterra e a água – matéria prima para obtenção de hidrogênio – constitui uma fonte inesgotável para os países banhados pelo mar.

Os países mais ativos nos estudos de aplicação do HTR em processos que utilizam calor em elevada temperatura, são a República Federal da Alemanha, EUA, Japão e França. Os programas em desenvolvimento nestes países são considerados a seguir:

1) FRANÇA – Desde 1971, vários artigos foram publicados pelos franceses, sobre a aplicação do calor na indústria química e do aço<sup>(44,49)</sup>. Recentemente, J. Astier apresentou um trabalho<sup>(1)</sup> sobre as perspectivas e ofertas da energia nuclear na siderurgia, onde são analisados os aspectos técnicos e econômicos da utilização de um reator tipo HTGR (High Temperature Gas Cooled Reactor) na produção de aço e redutores, comparando-se os resultados com os métodos convencionais. Embora a França tenha muito interesse nos reatores de alta temperatura, não consta no programa nuclear francês a construção de nenhum protótipo desses reatores utilizando-se de tecnologia própria

2) JAPÃO – O governo japonês tem considerado, como tópico prioritário em seu programa de planejamento, o desenvolvimento de reatores de alta temperatura para serem utilizados na indústria química e do aço.<sup>(19,25,26)</sup> Desde 1969, a JAERI (Japan Atomic Energy Research Institute) tem feito estudos sobre o projeto, bem como pesquisa e desenvolvimento, de um reator experimental (VHTR: Very High Temperature Reactor) de 50 MW térmico, refrigerado por hélio, com temperatura de saída do refrigerante de 1000°C.

A construção deste reator está programada para 1980. Paralelamente ao programa de construção deste reator, foi iniciado o desenvolvimento de um plano para a utilização do calor nuclear na indústria do aço, através dos processos de redução direta do minério de ferro. Fazem parte deste plano<sup>(51)</sup> os seguintes tópicos: a) produção de hidrogênio – a ser usado como redutor e combustível; b) gaseificação do carvão – a fim de se obter redutores, combustíveis e outros derivados substitutivos do petróleo; c) controle de poluição – reduzir ao mínimo a utilização direta do carvão como fonte de energia, e de óleo com alto teor de enxofre, por causa da situação crítica em que se encontra o Japão com respeito a densidade demográfica e inexistência de áreas desabitadas.

Além dos aspectos de engenharia do reator VHTR, o JAERI deu prioridade à pesquisa de materiais estruturais, tipos de combustíveis, fabricação de circuitos térmicos de hélio para testes em condições reais de temperatura e pressão do refrigerante do reator ( $T = 1000^{\circ}\text{C}$ ,  $P = 40 \text{ atm}$ ), trocadores de calor para temperaturas elevadas e estudos sobre a otimização total do sistema.

As pesquisas sobre a redução direta do minério de ferro para produção de aço estão financiadas pelo MITI (Ministry of International Trade and Industry). A primeira fase do projeto visa acoplar o sistema de redução direta ao reator VHTR<sup>(25)</sup> no início da próxima década.

3) EUA – Os EUA, antes na liderança da construção de reatores de alta temperatura (HTGR), foram duramente atingidos pela chamada crise do petróleo em 1973.

Como o desenvolvimento dos reatores HTGR foi empreendido quase que exclusivamente por empresas privadas, lideradas pela General Atomic (G.A.), o objetivo inicial foi a construção desse tipo de reator para produção de eletricidade. Segundo os cálculos teóricos, a eficiência de um HTGR seria da ordem de 39%, enquanto os PWR e BWR (Pressurized Water Reactor e Boiling Water Reactor) têm eficiência inferior a 33%.

Em 1957 foi dado o primeiro passo concreto pela indústria norte-americana (G.A.) para a elaboração do projeto comercial de um reator de potência refrigerado por hélio e moderado a grafita. Vários reatores de pesquisa, críticos e subcríticos, foram montados e, em 1958, as companhias da HTRDA (High Temperature Reactor Development Associates Inc.) ofereceram-se para construir um reator de potência de alta temperatura de demonstração tipo HTGR – o Peach Bottom –, cujo projeto foi executado pela General Atomic. A construção da usina de Peach Bottom iniciou-se em 1962 e, em 1966, a criticidade foi atingida. As características principais deste reator são apresentadas na tabela II.2.

Segundo técnicos da G.A., o Peach Bottom funcionou de maneira perfeita, conforme o esperado e forneceu os dados necessários à construção da usina de demonstração comercial de Fort St. Vrain, instalado perto da cidade de Denver.

Tabela II.2

## Parâmetros do reator Peach Bottom /28/

Nome da usina: Peach Bottom 1		Tipo: H T G R	
Potência: 115 MWt Potência elétr.		Bruta: 42 MWe	
		Líquida: 40 MWe	
		Eficiência: 36%	
Data de operação: 1967			
Localização: Peach Bottom, Pa., EUA.			
Operador: Philadelphia Electric Co.			
Projeto: General Atômica / Bechtel			
<b>Vaso de Pressão</b>		<b>Cerne</b>	
Diâmetro, m	4,3	Diâmetro, m	2,77
Altura, m	10,8	Altura, m	2,29
Espessura da parede, mm	63,5	Inventário do	
Pressão da planta, kg/cm <sup>2</sup>	9,3	combustível, ton	0,24 U
			1,5 Th
<b>Refrigerante Hélio</b>		<b>Elementos de Combustível</b>	
Pressão, kg/cm <sup>2</sup>	23,6	Material	(U + Th)C
Temp. entrada, °C	344	Enriquecimento, %	93,2
Temp. saída, °C	728	Forma	micro esferas
Taxa de fluidez, (ton/h)	218	Encamisamento	grafita
		Número de	
		elementos	804
<b>Moderador grafita</b>		<b>Controle</b>	
Forma	sólida	tipo	barra
Peso, ton	20,5	número	36
Temp. média, °C	871,1	material de veneno	B <sub>4</sub> C

O reator nuclear de Fort St. Vrain (HTGR) tem características bastante distintas das do Peach Bottom, como por exemplo, o vaso do reator, feito de concreto protendido (PCRVR – Prestred Concrete Reactor Vessel). O PCRVR contém o circuito primário completo (reator, gerador de vapor, circuladores de hélio, e o sistema de controle de produtos de fissão). As características básicas deste reator estão indicadas na Tabela II.3.

Tabela II 3

## Parâmetros do reator Fort St. Vrain (28)

Nome da usina: Fort St. Vrain		Tipo H T G R	
Potência térmica 842 MW <sub>t</sub>	Potência elétrica	Bruta 342 MWe	
		Líquida 330 MWe	
		Eficiência 39,2%	
Data de operação: 1976			
Localização: Platteville, Col., EUA			
Proprietário: Public Service of Colorado			
Operador: Public Service of Colorado			
Projeto: G.A./ Sargent and Lundy			
<b>Vaso de pressão</b>	<b>Concreto prot</b>	<b>Cerne</b>	
Diâmetro, m . . . . .	18,6	Diâmetro, m . . . . .	4,7
Altura, m . . . . .	32,3	Altura, m . . . . .	6,0
Espessura parede, mm . . . . .	4 55	Inventário de	
Pressão do vaso, kg/cm <sup>2</sup> . . . . .	49,3	combustível (ton) U/Th	16,7
<b>Refrigerante</b>	<b>Hélio</b>	<b>Elementos de Combustível</b>	
Pressão, kg/cm <sup>2</sup> . . . . .	49,3	Material . . . . .	UC <sub>2</sub> /ThC <sub>2</sub>
Temp. entrada, °C . . . . .	400	Enriquecimento . . . . .	93%
Temp. saída, °C . . . . .	785	Forma (hex) microesferas	
Taxa de fluidez, ton/h . . . . .	3856	Encamisamento . . . . .	Grafita
<b>Moderador</b>	<b>Grafita</b>	<b>Controle</b>	
Forma . . . . .	prisma hex	Tipo . . . . .	barra
Peso, ton . . . . .	600	Número . . . . .	37 pares
Temp. média, °C . . . . .	750	Material do	
		veneno . . . . .	B <sub>4</sub> C

Concomitantemente ao desenvolvimento do HTGR para a produção de energia elétrica, foram desenvolvidos vários projetos sobre a sua aplicação em indústrias químicas e siderúrgicas (16,23,30,31). Foram realizados diversos congressos sobre a matéria, destacando-se o "Primeiro Encontro Nacional sobre a Aplicação de Calor Nuclear para Processos" (First National Topical Meeting on Nuclear Process Heat Applications), realizado em Los Alamos, Novo México, em outubro de 1974.

Entretanto, o programa nuclear do HTGR, encabeçado por uma empresa privada, G.A., e baseado acentuadamente no mercado imediato de energia elétrica foi seriamente afetado pela crise energética de 1973. Enquanto o reator de Fort St. Vrain acha-se em estágio inicial de operação comercial, a liderança de pesquisa e desenvolvimento de reatores de alta temperatura foi assumida pela República Federal da Alemanha

**4) REPÚBLICA FEDERAL DA ALEMANHA:** Na RFA, os reatores de alta temperatura foram desenvolvidos quase simultaneamente que nos EUA<sup>(10)</sup>.

Da experiência adquirida dos vários reatores de pesquisa (DIDO e MERLIN) montados no Centro Nuclear de Jülich, foi projetado o primeiro reator protótipo de potência de alta temperatura, o AVR (Arbeitsgemeinschaft Versuchsreaktor), em operação desde 1967. Os parâmetros principais do AVR estão indicados na Tabela II.4.

Tabela II.4

## Parâmetros do reator AVR /28/

Nome da usina: Jülich AVR		Tipo: H. T. R.	
Potência térmica 51 MW <sub>t</sub>	Potência elétrica	Bruta: 15,6 MWe	
		Líquida: 13,6 MWe	
		Eficiência: 28,3	
Data de operação 1967			
Localização: H. Rhein Westfalen - R.F.A.			
Proprietário: AVR			
Operador: AVR			
Projeto BB/Krupp			
<b>Vaso de pressão</b>		<b>Cerne</b>	
Diâmetro, m	5,81	Diâmetro, m	3
Altura, m	24,9	Altura, m	3
Espessura parede, mm	40	Inventário de	
Pressão do vaso, kg/cm <sup>2</sup>	2	Combustível, ton	0,03 U 0,40 Th
<b>Refrigerante</b>	<b>Hélio</b>	<b>Elemento de Combustível</b>	
Pressão, kg/cm <sup>2</sup>	11	Material	UC <sub>2</sub> ThC <sub>2</sub>
Temp entrada, °C	270	Enriquecimento, %	93%
Temp saída, °C	850	Forma	microesferas
Taxa de fluidez, ton/h	32,4	Encamisamento	grafita
		Nº de elementos	100.000
<b>Moderador</b>	<b>Grafita</b>	<b>Controle</b>	
Forma	bolas	Tipo	variação do fluxo
Peso, ton	~ 20	Material do veneno	B <sub>4</sub> C/Ti <sub>4</sub> C
Temp média, °C	550		

Da mesma forma que nos EUA, foi projetado, e está em construção um reator de demonstração comercial da mesma linha do AVR, perto da vila de Uentrop-Schmehausen, a 10 Km a sudoeste de Hamm, com uma potência elétrica de 300 MWe. Este reator, THTR-300 (Thorium High Temperature Reactor), é um conversor avançado e usa tório como material fértil. A sua construção iniciou-se na metade de 1971, e está programado para entrar em operação em 1979. Os dados principais deste reator estão indicados na Tabela II.5.

Tabela II.5

## Parâmetros do reator Uentrop-THTR-300 /28/

Nome da usina: Uentrop THTR		Tipo: THTR	
Potência térmica: 750 MW <sub>t</sub>	Potência elétrica:	Bruta: 307,5 MWe	Líquida: 300,0 MWe
		Eficiência: 40%	
Data de operação: 1979			
Localização: Uentrop R.F.A.			
Proprietário: HKG			
Operador: HKG			
Projeto: BBC/HRG			
<b>Vaso de pressão</b>		<b>concreto protendido</b>	<b>Cerne</b>
Diâmetro, m	15,9	Diâmetro, m	6
Altura, m	15,3	Altura, m	5,6
Espessura parede, mm	4,45	Inventário de combustível, t	065 U 6,49 Th
<b>Refrigerante</b>	<b>Hélio</b>	<b>Elemento de combustível</b>	
Pressão, kg/cm <sup>2</sup>	40	Material	U,Th
Temp. entrada, °C	262	Enriquecimento	93%
Temp. saída, °C	750	Forma	microesferas
Taxa de fluidez, t/h	177	Encamisamento	grafita
		Nº de elementos	675.000
<b>Moderador</b>	<b>Grafita</b>	<b>Controle</b>	
Forma	esférica	Tipo	variação do fluxo
Peso, ton	130	Material do veneno	B <sub>4</sub> C
Temp. média, °C	610		

Os reatores de potência de alta temperatura desenvolvidos na RFA (AVR e Schmehauser) diferem dos similares dos EUA (Peach Bottom e Fort St Vrain, respectivamente) na forma dos elementos de combustível e em seu empilhamento no cerne do reator.

Atualmente, o governo alemão tem dispendido, juntamente com várias indústrias privadas do país (inclusive com participação da G A dos EUA), enormes esforços no sentido de desenvolver reatores do tipo HTR para fornecimento de calor para processos químicos que requerem elevadas temperaturas<sup>(55)</sup>. Das publicações feitas na RFA sobre a utilização do calor nuclear de reatores HTR em processos industriais a maioria deles se refere à gaseificação do carvão, aplicação na siderurgia e produção de hidrogênio<sup>(11,15,39)</sup>. Convém salientar que a RFA possui grandes jazidas de linhito, e detém o "Know-how" de vários processos de gaseificação do carvão<sup>(48)</sup> que já foram usados, com pleno êxito, em escala comercial durante a 2ª Guerra Mundial para a produção de gasolina.

Do programa nuclear alemão, fazem parte o desenvolvimento do projeto de dois reatores tipo AVR para a produção de calor de alta temperatura a ser usado em processos químicos industriais<sup>(39,22)</sup>: PR-500 de 500 MW<sub>t</sub> e o PR-3000 de 3000 MW<sub>t</sub>, e que será apresentado com maiores detalhes no próximo capítulo.

## 2.5 – Aplicação de Reatores HTR no Brasil

No Brasil pouco, ou quase nada, tem sido publicado a respeito da aplicação do calor nuclear em processos. Scarpinella, C A e Hukai, R Y. analisaram de uma maneira genérica alguns aspectos sobre a aplicação da energia nuclear na siderurgia, utilizando o xisto como fonte de reductores<sup>(35)</sup>; Ting, D.K.S. apresentou em sua tese de mestrado um estudo da viabilidade neutrônica e termo-hidráulica de um reator OTTO-HTR, utilizando plutônio como combustível<sup>(50)</sup>. Em recente trabalho desenvolvido no IEA, em conjunto com o Centro Nuclear de Jülich, foi feita uma apreciação das múltiplas possibilidades da aplicação do HTR no Brasil<sup>(27)</sup>. Neste trabalho definiu-se o mercado potencial para esse tipo de reator, e especificamente, para utilização como fonte de calor primário em processos industriais químicos e siderúrgicos. As principais aplicações definidas neste estudo referem-se à siderurgia, gaseificação de carvão nacional, em refinarias de petróleo e no processamento do xisto pirretuminoso.

## 3 - O REATOR PR-3000 COMO FONTE DE CALOR E DE ENERGIA ELÉTRICA

### 3.1 – Introdução

Neste Capítulo descreve-se sucintamente o reator PR-3000, escolhido como fonte primária de suprimento energético para uma usina de xisto.

O projeto do reator PR-3000, de 3000 MW térmicos<sup>(40)</sup> foi desenvolvido em Jülich na República Federal da Alemanha para aplicações em processos industriais que utilizam calor de alta temperatura e geração de eletricidade. Mais precisamente, o PR-3000 foi projetado para aplicação em dois tipos gerais de processos:

- a) Reforma do vapor
- b) Reforma do carvão com vapor

Em ambos os casos o projeto do reator é o mesmo; a única diferença está na parte interna de cada reformador. Para cada caso o posicionamento dos reformadores no interior do prédio do reator é praticamente o mesmo.

As energias calorífica e elétrica disponíveis no PR-3000, bem como a temperatura em que o calor pode ser fornecido, excedem o mínimo exigido por uma usina de xisto do tipo UCX. Para o acoplamento de uma UCX ao PR-3000, a única mudança que se faz necessária no projeto atual, seria a substituição dos reformadores por simples trocadores de calor gás-gás. Isto significa que o projeto do circuito primário do reator PR-3000 não seria alterado, e a UCX também não apresentaria nenhuma mudança radical, exceto para o aquecedor dos gases de processo, que ficaria contido no prédio do reator.

### 3.2 – Características Principais do PR-3000

1 – **Refrigerante:** – O reator PR-3000 usa o gás hélio como refrigerante. Este gás não apresenta limitação de temperatura, comum nos líquidos que sofrem mudanças de fase. O seu calor específico, constante numa larga faixa de temperatura e pressão, proporciona uma grande flexibilidade em termos de temperatura e pressão de operação. O gás hélio tem baixa seção de choque macroscópica para os nêutrons, não provoca moderação desses nêutrons e não constitui veneno para o reator. O hélio, gás quimicamente inerte, é mais compatível, em temperaturas elevadas, com os elementos estruturais e de combustível do reator nuclear que outros refrigerantes.

2 – **Moderador:** – A grafita é utilizada como moderador, refletor e matriz mecânica para as micro-esferas de combustível, constituídas de carbeto de Urânio e Tório. A transferência de calor é facilitada pelo uso da grafita tornando possível a operação do reator em níveis de temperatura elevadas (até 2000°C). A grafita tem uma característica inerente de segurança, que é sua alta capacidade calorífica que proporciona atuar como um excelente reservatório de calor, minimizando os efeitos de transientes súbitos de temperatura.

3 – **Conversor:** – O reator PR-3000 pode ser operado em ciclo de combustível que utiliza urânio altamente enriquecido e tório (conversor normal, razão de conversão 0,6), ou em ciclo otimizado para alta conversão (razão de conversão 0,9). Neste trabalho utiliza-se o projeto do reator que apresenta ciclo de conversão normal.

### 3.3 – Componentes Principais

#### 3.3.1 – Elementos de Combustível

Os elementos de combustíveis são constituídos por bolas de grafita de 6 cm de diâmetro, contendo em seu interior uma distribuição estatística de partículas esféricas de carbeto de urânio e tório, cobertas por carbono pirolítico (Figura 3.1). Em uma das variantes, estas partículas cobertas estão localizadas numa camada esférica de 1 cm de espessura dentro de uma esfera de grafita com um diâmetro de 3 cm conforme ilustra a Figura 3.1<sup>(56)</sup>.

#### 3.3.2 – Ciclo de Combustível tipo OTTO

As bolas de combustível são empilhadas desordenadamente dentro de um vaso cilíndrico, sem que haja qualquer estrutura de suporte entre elas. O gás refrigerante hélio passa pelos espaços existentes entre as bolas (Figura 3.2). O reator é alimentado por bolas novas, não queimadas, que são introduzidas no topo do cerne, fluindo, por gravidade, até o fundo do cerne do reator, percorrendo-o somente uma vez, sem reciclagem. Depois de alcançar a queima ("burn up") especificada, em cerca de 3 anos, elas são removidas do fundo do cerne. Este é o chamado ciclo de combustível OTTO (Once Through Then Out).

A corrosão da superfície do elemento de combustível e escape dos produtos de fissão devem ser limitados e, para que isso ocorra, o gradiente da temperatura no interior do elemento de combustível

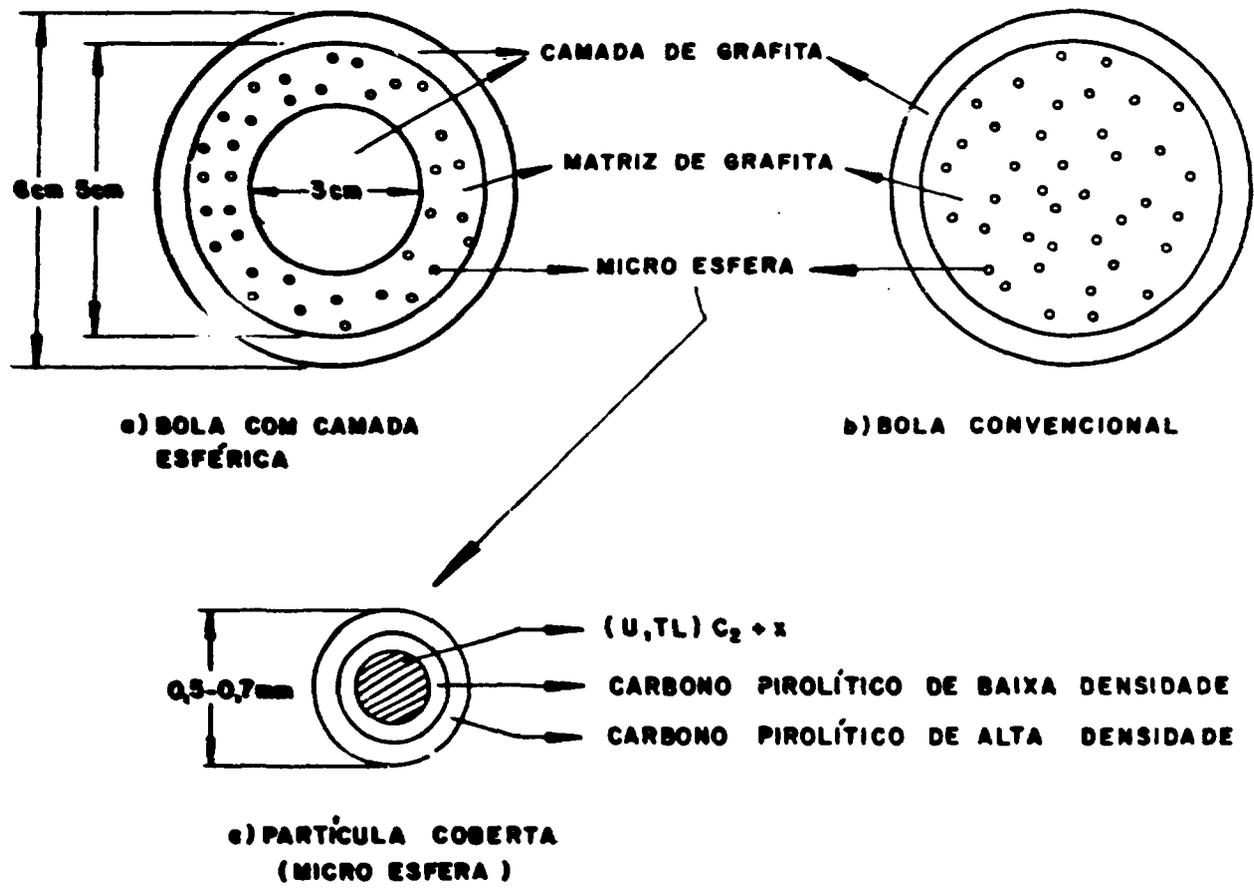


Figura 3.1 – Elementos de Combustível

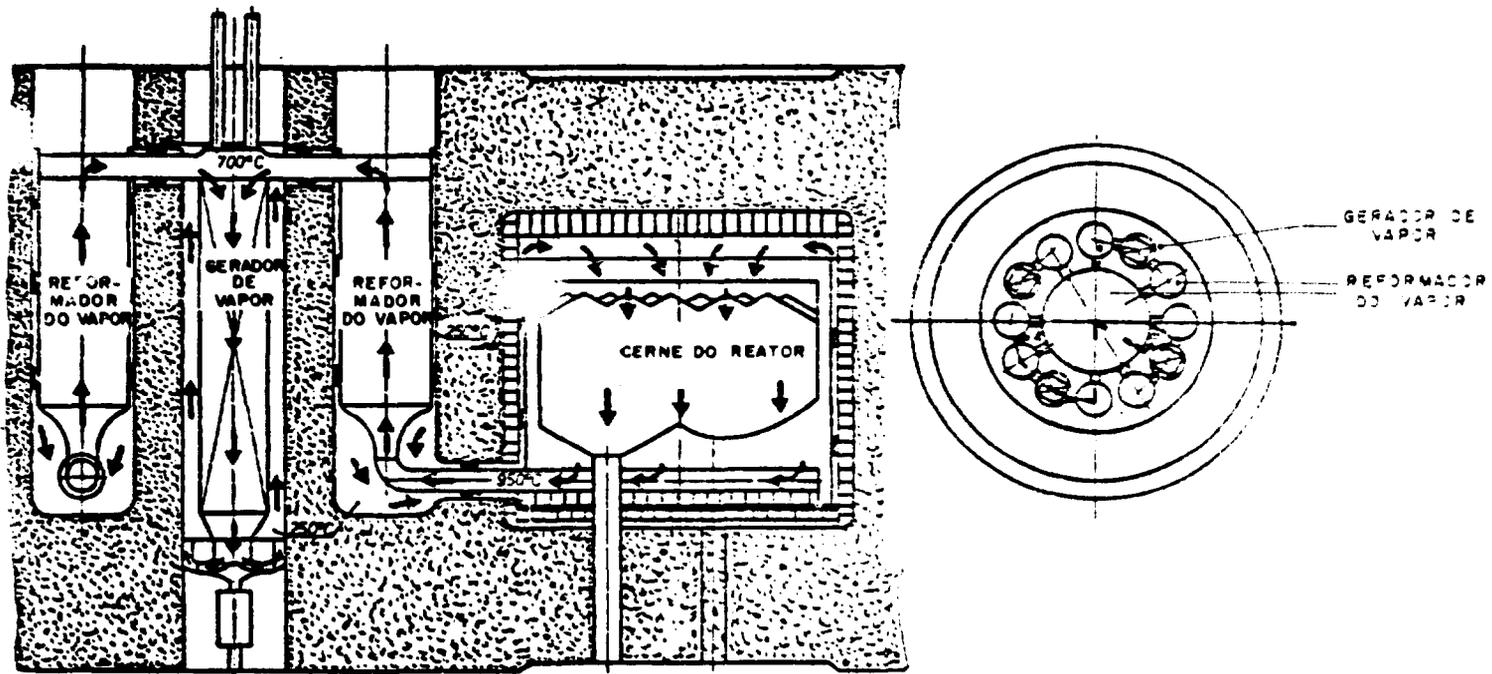


Figura 3.2 – Fluxo do gás hélio no circuito primário

deve ser tão baixa quanto possível, o que é conseguido fazendo-se com que o gás refrigerante flua na mesma direção dos elementos de combustíveis. (Figura 3.2). Os dados dos elementos de combustível são apresentados na Tabela III.1.

Tabela III.1

## Dados dos Elementos de Combustível

Diâmetro externo do elemento combustível	6 cm
Diâmetro da zona de combustível	5 cm
<b>OPERAÇÃO EM CICLO DE TÓRIO</b>	
<b>ZONA 1</b>	<b>ZONA 2</b>
Enriquecimento inicial	6,7%
"Burnup" (queima)	99.200
Tempo de permanência do combustível no cerne do reator	1.547 dias
Razão de conversão	0,625
Potência máxima das bolas	2,37
Máxima queima	102.116
Fluxo de nêutrons	$5,77 \times 10^{21}$ (E > 100 KeV)
Material físsil no cerne do reator	1.514kg U - 235/U-233
Temp. Máx. de saída do gás	997
Temp. máx. da superfície do Elemento combustível	1.002
Temperatura máx. do combustível	1.010
Queda de pressão no cerne do reator	~ 0,4 bar
	8,9%
	112.180MWD/ton
	2.030 dias
	2,65 KW/bola
	118.317 MWD/ton
	$6,04 \times 10^{21}$ n/cm <sup>2</sup>
	971°C
	975°C
	1.010°C

## 3.3.3 – Vaso do Reator

No projeto da usina do PR-3000 são apresentadas duas alternativas para o vaso de pressão: de concreto protendido e de aço. Como o Brasil possui "Know-how" avançado no campo da tecnologia do concreto, é mais interessante considerar essa possibilidade.

O vaso de concreto protendido tem a forma de um cilindro, instalado verticalmente. (Figura 3.3). Ele contém uma cavidade maior no centro, onde é colocado o cerne do reator, e 12 cavidades periféricas de penetração, dispostas simetricamente, onde são instalados os geradores de vapor e reformadores (Figura 3.3). Os reformadores, em número de oito, são conectados por tubos diretamente à cavidade do cerne. Oito tubos adicionais ligam os reformadores aos geradores de vapor, sendo dois reformadores conectados a cada gerador de vapor. No topo do vaso (Figura 3.3) há 109 pequenas penetrações para barras de controle e 12 grandes penetrações para a remoção dos refletores de grafite do topo e dos lados. O vaso do reator está localizado dentro do prédio de contenção sob paredes de concreto armado.

Os principais dados do vaso do reator são mostrados na Tabela III.2.

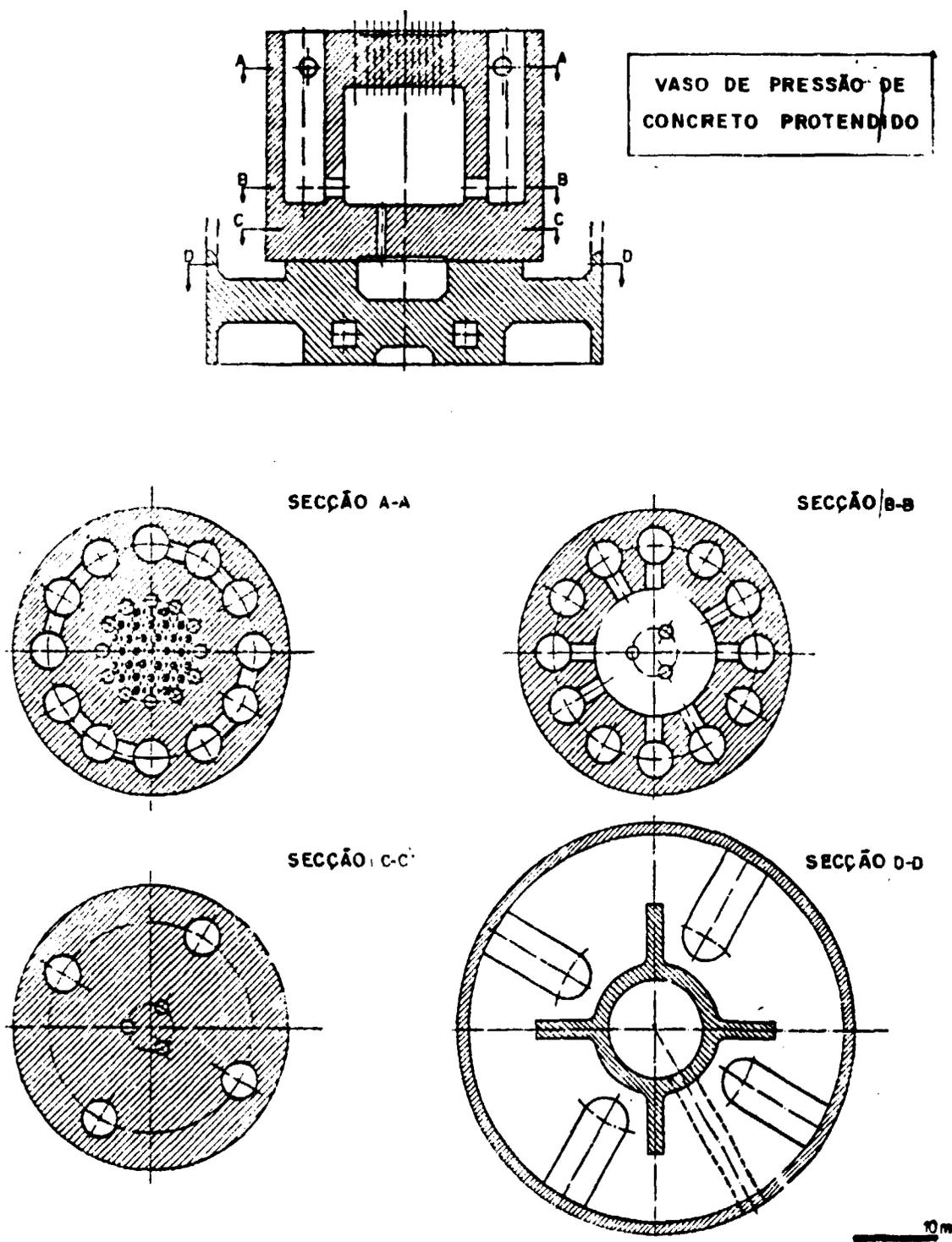


Figura 3.3 – Representação esquemática do vaso do reator

Tabela III.2

## Dados do Vaso do Reator

Diâmetro interno da cavidade do cerne do reator	15 m
Altura interna da cavidade do cerne do reator	14 m
Número de tampas	12
Diâmetro das tampas	4,4 m
Diâmetro externo do vaso	34 m
Altura externa do vaso	27 m
Pressão de operação	40 bar
Pressão de acidente	48 bar
Velocidade de despressurização	1 bar/seg.
Espessura da parede da membrana interna	2 cm
Temperatura da membrana interna	máx. 50°C
Fluxo de calor através da membrana interna	máx. 3kW/m <sup>2</sup>
Fluxo integrado de calor para a cavidade da membrana do cerne	máx. 3MW (operação normal)
Sistema de refrigeração	Água ( $\Delta T \sim 10^\circ C$ )
Material do vaso	Concreto reforçado e pressionado do lado de fora por cabos e tendões verticais.
Material da membrana, tampas e penetrações	Aço
Isolamento do cerne	carvão empedrado.
Isolamento da tampa	fibra + placas metálicas

## 3.3.4 – Cerne do Reator

A estrutura externa do cerne (Figura 3.2, 3.4) é constituída, na direção radial, de uma espessa camada de 70 cm de grafita, de uma blindagem metálica (espessura 0,3 m) com buracos para o gás refrigerante, e de uma camada de 70 cm de isolante térmico constituído de carvão empedrado para proteger a membrana do vaso do reator. O refletor superior é constituído de blocos de grafita, seguros por barras de aço.

Os dados principais do cerne do reator são apresentados na Tabela III.3.

O refletor superior pode ser removido por controle remoto, se necessário, pelo uso das penetrações das barras de controle e da abertura adicional no topo do vaso. Entre a linha do teto e a blindagem térmica superior há uma camada de carvão de alta densidade de 70 cm de espessura para seu isolamento.

No fundo do cerne do reator há três saídas, afuniladas, projetadas para a remoção dos elementos de combustíveis esféricos. O refletor fixo inferior que forma o suporte, como é usual em reatores do tipo "Pebble-Bed", é feito de blocos hexagonais de grafita, que formam a câmara de coleção de gás quente (altura 1,1 m). O fundo desta câmara é também constituída por grafita. Entre esta grafita e a membrana do vaso de pressão há uma camada de carvão de alta densidade, separada por uma chapa de aço, que impede o escape do gás refrigerante; todo este conjunto repousa sobre placas suporte de aço.

O gás refrigerante do sistema primário flui da seguinte maneira (Figura 3.2): após percorrer o cerne, onde aumenta de temperatura, de 280°C para 980°C, ele passa através de uma câmara localizada

abaixo do cerne ativo do reator e, então, flui através de oito condutores axiais para os reformadores. A queda de pressão no circuito primário é compensada por um circulador que leva o hélio de volta através de condutores coaxiais exteriores para a câmara de coleção de gás frio, disposta no fundo do reator (temperatura do hélio nesse ponto é de 250°C). A câmara de gás frio é anular e envolve a câmara de gás quente, fazendo parte portanto da blindagem térmica do reator. Desse modo, as paredes do conduto de gás quente são mantidas em baixa temperatura.

Tabela III.3

## Dados do Cerne do Reator

Potência térmica	3000 MW
Densidade de potência média	5 MW/m <sup>3</sup>
Altura do Cerne	2 m
Diâmetro do Cerne	11,3 m
Espessura do refletor radial	0,7 m
Espessura do refletor superior	1,0 m
Número de tubos de descarga de elementos combustíveis	3
Espessura média do refletor inferior	2 m
Espessura do isolante de carvão	0,75 m
Espessura da blindagem térmica de ferro	0,3 m
Altura da câmara de gás quente	1,1 m
Temperatura do refletor superior	300°C
Temperatura crítica no refletor radial	600°C
Temperatura do refletor inferior	~ 1000°C
Temperatura da blindagem térmica de ferro	~ 300°C
Temperatura do isolamento de carvão	< 300°C

Da câmara de gás frio, no fundo do reator, o hélio passa através de buracos verticais na blindagem térmica para a câmara superior de coleção de gás. O hélio flui, então, através de orifícios de entrada no refletor superior para finalmente entrar no cerne do reator (temperatura de entrada do hélio 280°C).

Os principais dados referentes aos condutos de hélio estão indicados na Tabela III.4.

### 3.3.5 – Circuladores de Hélio

A queda de pressão de hélio no sistema primário é compensada por quatro circuladores de hélio, montados no vaso do reator e conectados no tubo de gás de saída do gerador de vapor (Figura 3.2).

Funcionam através de motores de indução elétricos, refrigerados por água. Quando o reator é desligado, o sistema de emergência a diesel, garante o funcionamento dos circuladores de hélio, de modo que o calor residual do reator seja removido.

Para o caso de se usar simples trocadores de calor gás-gás ao invés de reformadores haverá, provavelmente, uma pequena mudança na queda de pressão, embora, como será visto no Capítulo 5 e no item 3.3.7, a magnitude do calor trocado é quase a mesma em ambos os casos.

Tabela III.4

## Dados dos Condutos de Hélio

Número de condutos .....	8
Condutos de gás quente .....	(950°C)
Temperatura do hélio .....	950°C
Pressão do hélio .....	39,3 bar
Taxa de fluidez .....	205 Kg/seg.
Velocidade .....	50,7 m/seg.
Diâmetro interno .....	1300 mm
Camada de isolamento .....	100 mm
Temperatura do conduto coaxial .....	300°C
Temperatura do conduto metálico .....	950°C
Condutos de gás frio	
Temperatura do hélio .....	250°C
Pressão do hélio .....	39,9 bar
Velocidade .....	36,4 m/seg.
Taxa de fluidez .....	205 Kg/seg.
Diâmetro interno .....	1800 mm
Camada de isolamento .....	100 mm

Tabela III.5

## Dados dos Circuladores de Hélio

Número de circuladores .....	4
Temperatura de entrada .....	250°C
Pressão de entrada .....	38,6 bar
Pressão de saída .....	40,0 bar
Taxa de fluidez (He) .....	205 Kg/seg.
Potência .....	11 MWe
Velocidade .....	6.000 rpm
Queda de pressão no sistema	
Cerne .....	0,4 bar
Trocadores de calor (reifornador) .....	0,2 bar
Geradores de vapor .....	0,45 bar
Condutos de gases e outros	
Condutores através do reator .....	0,35 bar

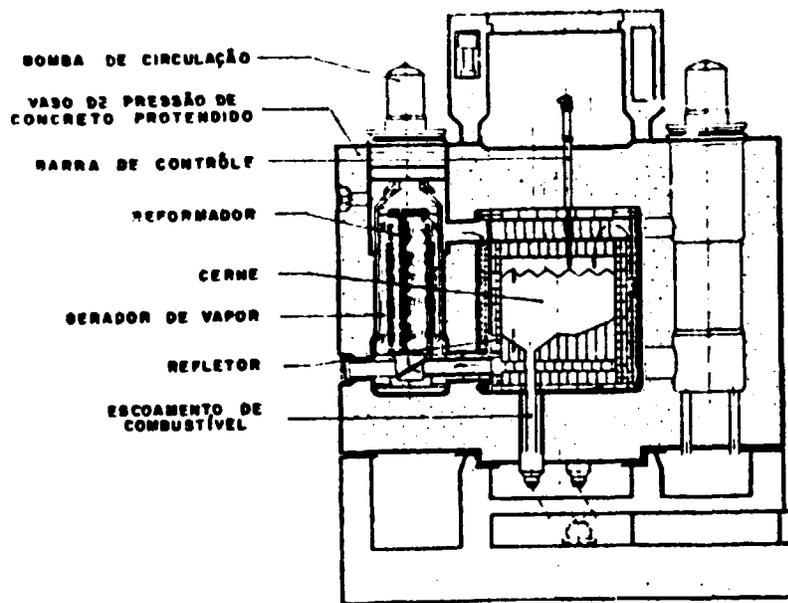


Figura 3.4 – Projeto do sistema primário do THTR-OTTO.

### 3.3.6 – Sistema de Carregamento do Reator

A carga e descarga dos elementos combustíveis do reator é relativamente simples dado a facilidade de manuseio dos elementos esféricos de combustível e ao sistema OTTO, que permite alta disponibilidade do reator, não sendo necessário desligá-lo para recarga.

Tabela III.6

Dados do Sistema de Manuseio do Combustível

Diâmetro dos elementos de combustível .....	6 cm
Número de elementos de combustível no cerne .....	$3,25 \times 10^6$
Número de posição de carregamento .....	42
Número de tubos de descarga .....	3
Entrada de elementos novos .....	~ 4000 bolas/dia
Saída de elementos queimados .....	~ 4000 bolas/dia
Tempo de vida do elemento no cerne .....	~ 3 anos
Pressão suportada pelas bolas em todas as partes do manuseio .....	40 bar
Operação .....	contínua
Atividade do elemento queimado .....	~ 100 Ci/bola
Capacidade do carro transportador .....	5400 bolas $\cong 1m^3$
Temperatura em todas as etapas do manuseio .....	50° C

### 3.3.7 – Trocadores de Calor (Reformador do Vapor e Gerador de Vapor)

O hélio deixa a câmara de gás quente na temperatura de 950°C através do conduto coaxial de gás aquecido, sendo a seguir introduzido no Reformador (Figura 3.2). Após percorrer o Reformador, o hélio entra no Gerador de Vapor, dele saindo na temperatura de 250°C, dirigindo-se para a câmara de gás frio. Cada Gerador de Vapor está conectado em dois Reformadores (Figura 3.2). Alguns dados dos trocadores de calor estão indicados na Tabela III.7.

Tabela III.7

Principais Dados dos Trocadores de Calor

Potência térmica do PR-3000	3000 MW <sub>t</sub>
Intervalo de temp. no cerne do reator	280 → 980°C
Intervalo de temp. nos trocadores de calor	950 → 250°C
Taxa de fluidez do hélio	820 Kg/s
Calor máximo fornecido pelo intervalo de alta temperatura 950 – 700°C	≅ 1071 MWt
Vapor produzido (540°C/195 bar)	2678 ton/h
Quantidade de vapor usado no processo	905 ton/h
Número de geradores de vapor	4
Número de reformadores de vapor	8
Calor máximo fornecido pelo intervalo de baixa temperatura 700°C – 250°C	≅ 1929 MWt

Para se acoplar a usina de xisto ao reator PR-3000, os Reformadores serão substituídos por simples trocadores de calor gás-gás, que operarão na mesma faixa de temperatura.

### 3.3.8 – Prédio de Contenção do Reator

Estão localizados dentro do prédio de contenção do reator, o circuito primário, sistema de segurança, refrigeradores e sistema auxiliar de segurança. O edifício de contenção é dividido em três partes:

- 1 – um compartimento superior onde estão instalados o sistema de carregamento e barras de controle;
- 2 – um compartimento abaixo do cerne, onde está localizada a máquina de descarga;
- 3 – um compartimento adicional onde estão os outros componentes. Os dados do prédio de contenção estão indicados na Tabela III.8.

### 3.3.9 – Sistema de Purificação de Hélio

O sistema de purificação de hélio remove as impurezas do refrigerante, tais como H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> produtos de fissão gasosos, e.g., Iodo-137. O sistema de purificação consiste de camadas de óxido de cobre, peneiras moleculares e filtros de retenção dos produtos de fissão.

**Tabela III.8**  
**Dados do Prédio de Contenção**

Altura interna	65 m
Diâmetro interno	46 m
Espessura da parede	1,5 m
Espessura da fundação	5 m
Volume livre	~ 70000,0 m <sup>3</sup>
Pressão normal	1 bar
Pressão de acidente (perda do gás de refrigeração-circuito primário)	3 bar
Material	concreto protendido

## 4 – A TECNOLOGIA ENVOLVIDA NA UTILIZAÇÃO DO XISTO

### 4.1 – Introdução

O termo xisto (provém da palavra grega "schistos" que significa dividido), embora geologicamente impróprio, é geralmente usado na língua portuguesa para designar rochas sedimentares, ou metamórficas de origem sedimentar, de textura foliácea, constituindo lâminas (ou folhas) muito delgadas, (espessura da ordem de milímetros) que contém disseminado em sua estrutura mineral um complexo orgânico. Em geologia, a designação mais correta para tal rocha seria folhelhos. Entretanto, há muita controvérsia sobre o assunto; a palavra xisto tem sido usada para designar grupos de rochas cujas origens são diferentes, mas apresentam em comum a forma extratificada (ou dividida).

Neste trabalho a palavra xisto será usada como sinônimo de folhelho.

De acordo com as características da matéria orgânica existente no xisto, costuma-se dividi-lo em duas classes distintas:

- a) xisto betuminoso – são rochas compactas impregnadas de betume (mistura de hidrocarbonetos naturais) que pode ser extraído pelos solventes comuns de petróleo;
- b) xisto pirrobetuminoso – nestas rochas, o complexo orgânico presente, chamado **querogênio**, não é solúvel nos solventes orgânicos. A matéria orgânica do xisto pirrobetuminoso somente pode ser extraída mediante aquecimento, onde ela é retirada da matriz mineral na forma de óleo e gás.

### 4.2 – Reservas de Xisto

#### 4.2.1 – Aspecto Mundial

As reservas mundiais de xisto, representadas pela quantidade total de óleo que pode ser recuperada pela tecnologia existente nos dias de hoje, correspondem em pelo menos três a quatro vezes a quantidade de petróleo encerrada nas jazidas conhecidas.

Os EUA detêm a maior parcela deste imenso manancial de óleo, avaliada em mais de 2,0 trilhões de barris de óleo<sup>(29)</sup>. O Brasil vem logo abaixo dos EUA, em segundo lugar, com reservas da

ordem de 800 bilhões de barris de óleo (aproximadamente 120 bilhões de toneladas métricas de rocha)<sup>(57)</sup>. A terceira posição é ocupada pela URSS<sup>(29)</sup> com cerca de 21 bilhões de toneladas métricas. No entanto, existem depósitos de xisto espalhados por todo o globo, muitos dos quais (inclusive no Brasil) não foram ainda devidamente cubados.

#### 4.2.2 – Reservas do Brasil

Existem depósitos de xisto em quase todos os Estados do Brasil, ocorrendo em geral na forma de afloramentos. Embora um grande número de pesquisadores e técnicos tenham estudado determinados aspectos de quase todas as formações de xistos, acredita-se existirem ainda depósitos desconhecidos, e dos já existentes poucos são os que foram realmente cubados.

A Tabela IV 1 mostra um resumo das principais características dos depósitos indicados no mapa da Figura 4.1, página 31.

Os valores apresentados na coluna "Análise da rocha" correspondem ao valor médio das medidas, nos Estados indicados nas cinco primeiras colunas o valor médio é computado considerando os diversos depósitos do mesmo Estado; o valor médio do depósito do Vale do Paraíba engloba três camadas de xisto com características geológicas diferentes (papiráceo, semipapiráceo e maciço); quanto ao xisto da Formação Irati, os valores médios correspondem às diversas análises das amostras da jazida de São Mateus do Sul.

Todavia, os números correspondentes à possança dos depósitos indicados na literatura não são congruentes. Há estimativas que consideram valores mais elevados, por exemplo, Prien C.H. da Universidade da Califórnia admite que os depósitos do Brasil podem fornecer um total de pelo menos 3 trilhões de barris de óleo<sup>(29)</sup>. Mas, com os dados da Tabela IV.1 pode-se ter uma idéia do potencial energético representado pelo xisto do Brasil.

O maior depósito brasileiro é o da Formação Irati; a sua localização não poderia ser melhor. Inicia-se em São Paulo, perto de Rio Claro, e se estende até o Uruguai, formando um grande S, sendo interrompido numa curta extensão entre o Rio Grande do Sul e Santa Catarina (Figura 4.1), próximo aos maiores centros consumidores do País. Desta imensa formação, três áreas foram primordialmente selecionadas pela Petrobrás para exploração comercial. A primeira destas áreas corresponde à jazida de São Mateus do Sul no Paraná, com 82 Km<sup>2</sup> de superfície e encerra cerca de 647 milhões de barris de óleo, 10 milhões de toneladas métricas de enxofre, 4,5 milhões de toneladas métricas de GLP e 22 bilhões de m<sup>3</sup> de gas combustível leve<sup>(58)</sup>. As outras duas jazidas estão localizadas no Rio Grande do Sul, nas áreas de D. Pedrito e São Gabriel, e têm as mesmas características de São Mateus do Sul.

### 4.3 – A Indústria do Xisto

#### 4.3.1 – Introdução

Quando se iniciou a explosão comercial dos lençóis petrolíferos por volta de 1859, a indústria do xisto encontrava-se em franco desenvolvimento. Sabe-se que, antes de 1800, existiam cerca de 200 pequenas fábricas na costa leste dos EUA que obtinham querosene do xisto betuminoso. Mas, as facilidades de se trabalhar com um material líquido – o petróleo – e a sua abundância cada vez maior, tornou as indústrias de xisto economicamente insustentáveis. Entretanto, as pesquisas de métodos econômicos de industrialização do xisto, através dos quais pudessem ser fornecidos refinados a preços competitivos com os do petróleo continuaram, embora lentamente, até os dias atuais.

Em época de crises mundiais político-econômicas, o xisto volta a ser considerado seriamente como uma das soluções alternativas. Assim durante a 2ª Guerra Mundial, várias indústrias do xisto

**Tabela IV.1**  
**Características dos Depósitos de Xisto no Brasil<sup>(32)</sup>**

Estado	Depósitos	Data da Formação	Análise da rocha (% em peso) kg					Reserva
			Material Volátil	Óleo	Gases	Água	Resíduos	
Pará	Ao longo dos rios Xingú, Trombetas, etc.	Devoniano	8-12					desconhecida
Amazonas	Codó, Serra da Desordem, Barra do Corda	Devoniano	8-12	10,2	3,0	3,3	83,5	desconhecida
Maranhão		Cretáceo						desconhecida
Alagoas	Camaragibe, Riacho Doce, Bica da Pedra, Maragogy	Cretáceo		8,80	6,1	10,30	74,80	desconhecida
Bahia	Marau	Cretáceo Terciário		43	2,28	35,6	54,1	64.000 ton Total: 5,0 bilhões de barris. Econômica: 1,5 bilhões de barris Recuperável: 800 bilhões de barris
São Paulo				Vale do Paraíba				
Estados da Região Sul	Formação Irati	Permiano		7,3	3,0	6,8	82,9	



Figura 4.1 -- Ocorrência de xisto no Brasil (53).

floresceram, algumas sobrevivendo até há cerca de 10 anos atrás. Atualmente, com a crise do petróleo de 1973, o problema da industrialização do xisto voltou a ser colocado em pauta, ganhando novo impulso com a intensificação das pesquisas de beneficiamento em todo o mundo.

#### 4.3.2 – A Indústria do Xisto no Mundo

A seguir são apresentadas as atividades de alguns países que mais se destacam na industrialização do xisto.

1) – **Escócia** – Por volta de 1862 foi iniciada a industrialização comercial do xisto, atingindo seu ponto máximo em 1913, quando eram utilizados cerca de 3,3 milhões de ton/ano. Em 1962 a indústria de xisto escocesa parou, por razões econômicas.

2) – **Suécia** – Face às condições precárias de combustível devido a deflagração da 2ª Guerra Mundial, foi criada, em 1940, a Companhia de Óleo de Xisto da Suécia. Esta companhia chegou a processar 2 milhões de ton. por ano. Em 1966, a empresa foi fechada.

3) – **Austrália** – O xisto deste país corresponde a um dos mais ricos em óleo do mundo (cerca de 530 l/ton de rocha). A tentativa mais significativa de industrialização deste xisto iniciou-se em 1940. O nível mais alto de processamento foi de 350 000 ton/ano em 1947. Esta indústria funcionou até 1952.

4) – **Espanha** – A indústria de xisto neste país alcançou elevado nível de processamento, cerca de 1 milhão de ton. anuais em 1950, encerrando suas atividades em 1966.

5) – **África do Sul** – As operações para a industrialização do xisto iniciaram-se em 1935, alcançando o nível de 250.000 ton/ano. Dado o pequeno tamanho do depósito que estava sendo explorado (Ermelo), a indústria cessou suas atividades em 1962.

6) – **França** – A indústria do processamento de xisto da França, considerada como uma das pioneiras, atingiu seu nível máximo de processamento em 1950 (500 000 ton/ano). Depois de várias paradas intermitentes, a indústria foi definitivamente fechada em 1957.

7) – **URSS** – A indústria do xisto na URSS não parou como os demais países anteriormente citados. Nesta nação, o xisto é quase que totalmente usado para a produção de gás de rua, ou queimado diretamente em termoelétricas. Atualmente, cerca de 24 milhões de ton/ano são processados, existindo uma tendência de aumentar a produção de refinados em detrimento da utilização em termoelétrica.

8) – **China Continental** – Os dados sobre a indústria do xisto neste país são incertos; entretanto, estima-se que são processados entre 45 a 55 milhões de ton/ano de xisto.

9) – **Alemanha Ocidental** – Existe uma pequena usina industrial na localidade de Datterhausen, que produziu inicialmente (1961) eletricidade e cimento do resíduo, operando com uma carga de 230.000 ton/ano. Antes de 1966, essa indústria foi fechada.

Enfim, com exceção da URSS e China Continental, todos os países encerraram suas atividades antes de 1966.

Existem depósitos razoáveis de xisto em muitos outros países, mas, nenhum deles atingiu um nível de industrialização significativo, inclusive os dois países que possuem as maiores reservas, i.é., EUA e Brasil.

Nos EUA foram desenvolvidos e aperfeiçoados vários processos de retortagem para o xisto nos últimos 50 anos<sup>(6,42)</sup>. Construíram-se muitas usinas-piloto, para testes e aperfeiçoamento de processos de extração de óleo, tanto pela indústria privada como pelo próprio governo norte-americano. Logo

após a crise do petróleo de 1973, a industrialização do xisto teve um avanço significativo e várias usinas comerciais foram programadas para entrar em funcionamento na próxima década<sup>(18)</sup>.

No Brasil, em quase todos os depósitos indicados na Tabela IV 1 houve tentativas de exploração comercial, conseguindo-se inclusive a montagem de pequenas indústrias, como é o caso do depósito do Vale do Paraíba e de diversos sítios da Formação Irati<sup>(32)</sup>. O depósito de xisto do Vale do Paraíba despertou interesse de industrialização desde o final do século passado; em 1881 foi implantada a primeira usina comercial de xisto, que operava com 4 retortas "Henderson" de 750 kg cada, produzindo óleo lubrificante, gás parafina e um produto semelhante ao querosene. Esta usina durou somente 3 anos. Em seguida, diversas tentativas foram feitas, mas todas se frustraram por motivos técnicos, econômicos e políticos.

Em 1950, o governo brasileiro se interessou pelo xisto do Vale do Paraíba, sendo criado a CIXB (Comissão de Industrialização do Xisto Betuminoso), com o objetivo de estudar os depósitos de xisto do país a fim de proporcionar a sua exploração racional.

Com a criação da Petrobrás, a CIXB foi extinta em 1954, e, em seu lugar, foi criada a SIX (Superintendência da Industrialização do Xisto), constituindo-se em uma das unidades da nova empresa estatal.

Das empresas privadas, a única que substituiu até há pouco tempo foi a CIRB (Companhia Industrial de Rochas Betuminosas), criada em 1948. Dado a entraves de ordem técnico-econômicas e políticos esta empresa pediu concordata em 1972.

Enfim, a única empresa que atualmente desenvolve trabalhos de pesquisa com o xisto é a Petrobrás S.A., através de sua unidade, a SIX. Em adição, vários pesquisadores de diversas universidades têm estudado algumas formações de xisto do Brasil sob os mais diversos aspectos: o geológico<sup>(3)</sup>, o químico<sup>(9)</sup>, e as possibilidades de utilização industrial<sup>(8)</sup>.

Cabe ressaltar aqui o objetivo definido pelo projeto Xisto-química, levado a cabo pela Universidade Federal do Rio de Janeiro<sup>(6)</sup> de obter do xisto materiais fundamentais para a sociedade, tais como vestuário, remédios e outros produtos cujas finalidades são mais nobres que a sua utilização como combustível; ressalta-se ainda que qualquer utilização deve ser feita de modo a não afetar o equilíbrio ecológico.

#### 4.4 – Processos de Retortagem do Xisto Pirobetuminoso

##### 4.4.1 – Introdução

Como já foi assinalado anteriormente, a matéria orgânica (querogênio) disseminada na matriz mineral do xisto pirobetuminoso não é extraível pelos solventes orgânicos comuns; a maneira de separar o querogênio da estrutura mineral é por aquecimento da rocha, provocando o craqueamento da matéria orgânica.

O problema do aproveitamento do querogênio, na forma de refinados (óleo, gasolina, etc.) é bastante antigo e, em conseqüência, a literatura sobre o assunto é vastíssima. Inúmeras patentes sobre retortagem do xisto pirobetuminoso foram registradas e, no entanto, quase todas fracassaram.

Agrupando-se os vários processos de retortagem que obtiveram algum êxito, e os que são objeto de estudo atualmente, pode-se dividi-los em dois principais:

- a) Local ("in situ");
- b) Superficial

#### 4.4.2 – Método de Retortagem Local (“In situ”)

Este método, recentemente desenvolvido nos EUA, é aplicado em depósitos de xisto localizados profundamente na crosta terrestre. Neste processo, a retorta é o próprio local da mina, onde o xisto sofre pirólise, liberando os produtos gasosos e óleo. Para a retirada dos gases e óleo que se acumulam em cavidades construídas no nível inferior da retorta, bem como para a injeção de ar para alimentar a combustão, são construídos canais ou galerias, em comunicação com a retorta natural. A retorta é delimitada por uma região interna do depósito, onde o xisto é fraturado por explosão ou hidráulicamente. A combustão interna fornece o calor necessário ao craqueamento e à própria fratura do xisto. O óleo é bombeado para a superfície e armazenado nos tanques<sup>(6)</sup>. Esta variante da retortagem “in situ” está sendo atualmente estudada pelo Bureau de Minas dos EUA<sup>(18)</sup>.

Outras empresas, como a Occidental Petroleum e a Garret Research and Development<sup>(18)</sup> tentaram uma outra variante deste método que consiste em construir uma câmara subterrânea a qual é ocupada com o xisto britado no subsolo. Depois de selar a câmara, a pirólise é feita por combustão interna, alimentada com o ar proveniente da superfície. O óleo de xisto é drenado por uma cavidade feita no teto da câmara<sup>(24,54)</sup>.

Outras variantes do método “in situ” foram testadas na Suécia e EUA pelas companhias Shell Oil, Equity Oil e Sinclair Oil. O método sueco consiste no aquecimento do xisto por meio de uma resistência elétrica<sup>(18)</sup>; Sinclair Oil está testando a combustão interna<sup>(14)</sup>; a Shell Oil usa a técnica de retortar o xisto por vapor gerado com o gás obtido durante a retortagem<sup>(18)</sup>.

#### 4.4.3 – Método de Retortagem Superficial

Este é o método convencional mais usado para se obter óleo de xisto. A rocha depois de minerada, sofre britagem, classificação e então é retortada. Durante a retortagem, o aquecimento em torno de 500°C – 700°C provoca o craqueamento do querogênio, desprendendo óleo, gás e vapor d’água.

As principais variantes deste método são:

1) O calor é produzido dentro do vaso de pirólise pela queima do carvão residual deixado no xisto já retortado. Atualmente várias usinas-piloto que utilizam variantes deste processo estão em operação nos EUA. Os processos e as respectivas companhias que os desenvolveram são<sup>(18)</sup>: Gas Combustion Retort, U.S. Bureau of Mines; Union Retort, Union Oil Co. of California; Paraho Kiln, Development Engineering Co. Inc.

2) Os gases quentes, aquecidos externamente à retorta, circulam através da mesma, proporcionando o calor necessário ao craqueamento do querogênio. As companhias e seus respectivos processos utilizados em plantas-piloto e de demonstração industrial são: Process S.G.R., Union Oil Co. California<sup>(18)</sup>; Paraho Kiln, Development Engineering Co. Inc.<sup>(18,54)</sup>; processo Petrosix, Petrobrás S.A.; I.G.T., Institute of Gas Technology<sup>(12)</sup>

3) Na terceira variante, o calor necessário ao craqueamento do querogênio é transferido por sólidos previamente aquecidos. As companhias que utilizaram esta variante são as seguintes: Lurgi Ruhrgas<sup>(43)</sup>; The Oil Shale Corp. (Tosco II)<sup>(42)</sup>

4) Nesta outra variante, a retortagem é feita por transferência de calor através da parede da retorta<sup>(32)</sup>. Várias unidades industriais utilizando este método já estiveram em operação na Escócia (retorta Westwood), Puertollano na Espanha (retorta Rockesholm), Suécia (retorta Kvantorp), África do Sul (retorta Salerno), EUA (retorta Laramie). Este método de retortagem está em desuso atualmente.

Com respeito às três primeiras variantes do método superficial, diversas usinas comerciais foram programadas pelas seguintes companhias: a Standard Oil e a Gulf Oil anunciaram a construção de uma usina comercial por volta de 1980<sup>(18)</sup>; a construção de uma usina de 100.000 barris/dia em Utah para 1980, utilizando a retorta Paraho foi prometida por um consórcio de 17 companhias da Paraho<sup>(18)</sup>; sabe-se que a Petrobras S.A, embora não tenha publicado detalhes específicos, tem planos para a construção de uma usina comercial utilizando o processo Petrosix

A diversidade dos métodos e de suas inúmeras variantes empregadas na retortagem do xisto é facilmente explicada através das diferenças fundamentais existentes entre as rochas dos diversos depósitos. Para um determinado depósito, as características peculiares da rocha exigem o desenvolvimento de um processo específico de retortagem a ser aplicado no xisto da jazida em estudo. Assim, por exemplo, no caso dos dois maiores depósitos brasileiros, o processo utilizado para a retortagem do xisto Irati (Petrosix) não serve inteiramente para o depósito do Vale do Paraíba, devido principalmente a diferença marcante na unidade (Tabela IV 1)

#### 4.5 – O Processo Petrosix

##### 4.5.1 – Introdução

Por volta de 1954, a Petrobrás iniciou os estudos para o aproveitamento do xisto do Vale do Paraíba na procura de um método de retortagem, no qual o óleo extraído dos folhelhos alcançasse níveis de preço comparáveis ou menores ao petróleo importado.

Depois de testar vários sistemas de retortagem<sup>(53)</sup> sem ter chegado a um resultado satisfatório a SIX iniciou, em 1957, em paralelo aos estudos do xisto do Vale do Paraíba, os primeiros testes de laboratório com o xisto da Formação Irati, área de São Mateus do Sul, no Paraná.

Os ótimos resultados conseguidos com o xisto de S. Mateus do Sul levaram os técnicos da SIX a efetuar experiências em escala piloto. Através do teste de vários tipos de retortas, aprimorou-se uma variante do processo de retortagem efetuada por gases aquecidos externamente, chegando-se ao predecessor do atual sistema Petrosix, denominado Processo RM<sup>(53)</sup>

A simplicidade do sistema, as facilidades de controle do processo e os excelentes resultados obtidos (conseguiu-se repetir o ensaio de Fischer em mais de 100%<sup>(53)</sup>) provaram a viabilidade técnico-econômica preliminar para um empreendimento industrial, com processamento de 3 200 m<sup>3</sup>/dia de rocha. Uma avaliação econômica indicou, pela primeira vez, a competitividade do custo do óleo de xisto com o petróleo importado.

Diante desses resultados, a SIX não poupou esforços para o aprimoramento desse processo, chegando dessa maneira ao processo denominado PETROSIX

##### 4.5.2 – A Usina Protótipo Semi Industrial de Irati (U.P.I.)

Uma vez concluído com sucesso os testes do processo Petrosix efetuado na Usina Piloto, a SIX projetou e construiu na cidade de S. Mateus do Sul no Estado do Paraná, uma usina protótipo semi-industrial. A UPI tem a finalidade de realizar as últimas experiências sobre o processo Petrosix para o xisto da jazida previamente delimitada de S. Mateus do Sul, de modo a viabilizar a construção de uma usina comercial.

A usina (fluxograma na Figura IV 2), composta de 10 unidades básicas<sup>(53)</sup> apresenta os parâmetros técnicos indicados na Tabela IV 2

Tabela IV.2

Parâmetros técnicos da U.P.I. (577)

Carga de xisto	100 ton/h
Produção de óleo	7,4 m <sup>3</sup> /h
Recirculação de gases	73,2 ton/h.
Volume de gás para a unidade de enxofre	2,4 ton/h.
Produção de enxofre	1,6 ton/h.
Gás depurado da fabricação do enxofre (sento de H <sub>2</sub> S)	1,0 ton/h.
Água de retortagem	7,0 m <sup>3</sup> /h.
Capacidade térmica do aquecedor	7,6 x 10 <sup>6</sup> Kcal/h
Poder calorífico do gás bruto	8000 Kcal/m <sup>3</sup>
Potência da turbina no compressor de gases	4000 HP
Diâmetro interno da retorta	5,5 m
Altura total da retorta	35 m
Consumo de vapor de alta pressão	14 ton/h
Consumo de vapor de baixa pressão	30 ton/h
Consumo de energia elétrica	2200 KWe
Consumo de água de refrigeração	2800 m <sup>3</sup> /h

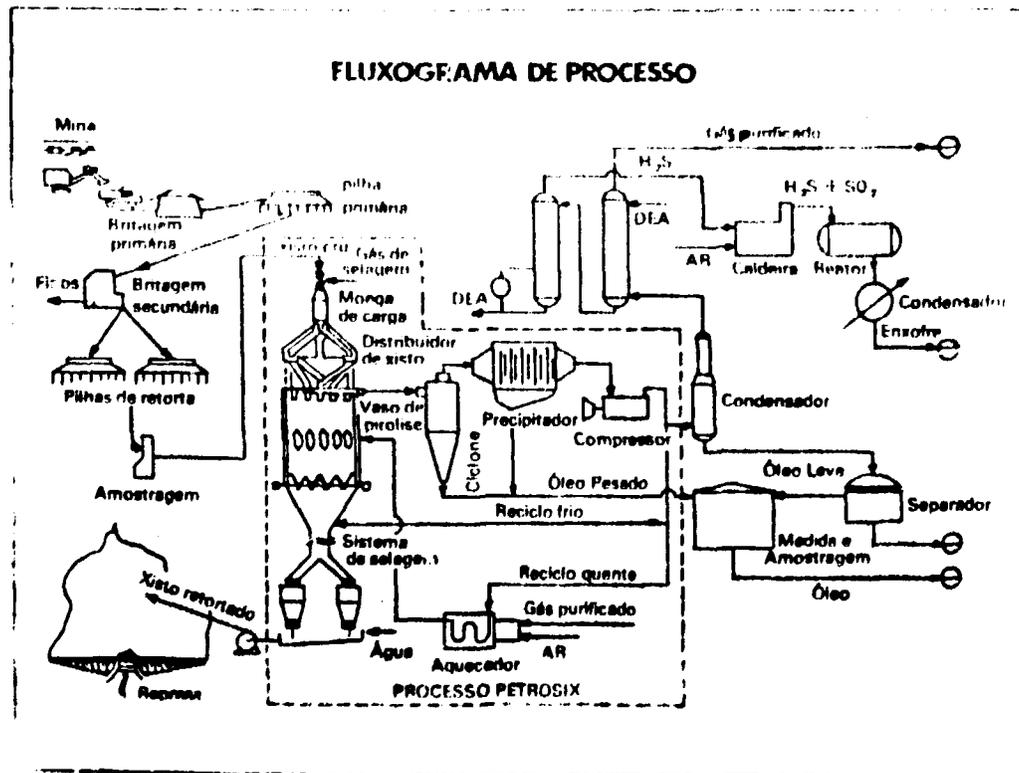


Figura 4.2 – Fluxograma de Processo (U.P.I.).

### 4.5.3 – Descrição do Processo

De acordo com o fluxograma da UPI, mostrado na Figura IV.2, partículas de xisto, provenientes da mineração, sofrem britagem, são classificadas e depois entram num vaso vertical ou retorta, pelo topo. Uma vez dentro da retorta, as partículas descem por gravidade em contracorrente com um fluxo gasoso aquecido externamente ao vaso, que fornece todo calor necessário à pirólise. No vaso de pirólise formam-se 4 zonas distintas, por onde escoam as partículas de xisto, na seguinte sequência:

- a) **Zona de secagem** – aqui o xisto frio entra em contato com a corrente ascendente de gases quentes, aquecendo-se e liberando toda a água nele contida, que se incorpora à corrente de gases na forma de vapor.
- b) **Zona de aquecimento** – após as partículas perderem toda a sua umidade elas atravessam esta zona, onde a quantidade de calor recebida eleva a temperatura até o ponto no qual se inicia a pirólise, isto é, começa o desprendimento de hidrocarbonetos.
- c) **Zona de pirólise** – neste local ocorre o craqueamento da matéria orgânica, desprendendo-se vapores de óleo, gases de pirólise e vapor d'água.
- d) **Zona de resfriamento** – o xisto já retortado sofre resfriamento nesta zona, perdendo grande parte do calor para o fluxo de reciclo frio ascendente.

Em seguida, o xisto retortado é descarregado num coletor, misturado com água e bombeado em suspensão até uma represa. Os vapores ascendentes, provenientes da zona de pirólise se condensam logo abaixo do topo da retorta ao entrar em contato com o xisto frio, formando uma neblina de óleo que é arrastada pelo gás.

A mistura de fluidos composta por gases, vapor d'água e neblina de óleo, deixa a retorta logo abaixo do topo, atravessando um conjunto coletor de partículas sólidas (pó) e líquidas (óleo pesado), constituído de uma bateria de ciclones e de um ou mais precipitadores eletrostáticos.

O fluxo gasoso contendo gases, vapores de hidrocarbonetos e vapor d'água é pressurizado e dividido em duas partes. Uma das partes é reciclada, subdividindo-se em duas correntes gasosas: uma delas constitui o reciclo frio (temperatura de 160°C) sendo inserida na base da retorta de um distribuidor de gases; a outra corrente atravessa o aquecedor de gás de processo, aquecendo-se a temperatura de 600°C - 700°C. A corrente de gases aquecidos é injetada através do distribuidor de gases situado no primeiro terço da altura do vaso.

A segunda parte do fluxo gasoso se dirige para a linha de descarga atravessando sucessivamente as seguintes secções:

- 1) A recuperação de óleo leve, onde são coletadas, por condensação grande parte do vapor d'água e hidrocarbonetos a partir do pentano ( $C_5H_{12}$ );
- 2) A recuperação do enxofre, onde a quase totalidade do gás sulfídrico ( $H_2S$ ), dióxido de enxofre ( $SO_2$ ) e gás carbônico ( $CO_2$ ) são retirados por um processo convencional, para em seguida sofrerem o tratamento do processo Claus Modificado, obtendo-se o enxofre;
- 3) Recuperação do GLP constituído de propano ( $C_3H_8$ ), propeno ( $C_3H_6$ ), butano ( $C_4H_{10}$ ) e buteno ( $C_4H_8$ ). A mistura de gás remanescente, que constitui o gás combustível, é composta principalmente de hidrogênio ( $H_2$ ), metano ( $CH_4$ ), etano ( $C_2H_6$ ), eteno ( $C_2H_4$ ), monóxido de carbono (CO) e nitrogênio ( $N_2$ ).

As características físico-químicas principais do óleo obtido do xisto de Irati (S. Mateus do Sul) pelo processo Petrosix na unidade piloto, são mostradas na Tabela IV.3.

Tabela IV.3

Características físico-químicas do óleo da Formação de Irati (S. Mateus do Sul) - Unidade Piloto /57/.

Densidade em 15,6°C .....	19,6° A.P.I.
Diolefinas .....	15% em peso
Corrosão, 3 h em 122°F .....	lâmina ASTM 4 <sup>a</sup>
Enxofre .....	1,06% em peso
Nitrogênio .....	0,86% em peso
Parafina (Holde) .....	0,02% em peso
Ponto de anilina .....	30°C
Ponto de fluidez .....	~ 3,88°C
Viscosidade a 37,7°C .....	20,76 cts

#### 4.5.4 – Usina de Xisto Comercial

Vencida com sucesso a etapa referente à fase de protótipo – UPI, a SIX projetou uma usina comercial, constituída basicamente pelas mesmas unidades da UPI, mas em escala maior, juntamente com uma bateria de 16 retortas (individualmente cada retorta é pouco maior que a utilizada na UPI). A produção e consumo desta usina estão indicados na Tabela IV.4. As características referentes ao gás de processo estão indicados na Tabela IV.5. Os dados destas duas tabelas são tomados como base para os cálculos desenvolvidos no próximo capítulo.

Tabela IV.5

Características do gás de processo ou gás de reciclo aquecido. (dados gentilmente cedidos pela S.I.X. Curitiba)

Temp. do gás de processo na entrada da caldeira .....	160°C
Temp. do gás de processo na entrada da retorta .....	700°C
Pressão do gás de processo .....	3 atm
Calor específico médio do gás de processo na temperatura e pressão acima .....	1,926,0 J/kg°C
Taxa média de fluidez do gás de processo .....	~ 700 kg/s

**Tabela IV.4**

**Cálculo Preliminar do Percentual de Energia Consumido em uma Usina Industrial de Xisto com Capacidade de 112.000 ton Métricas por dia**  
(Dados gentilmente cedidos pela S.I.X., Curitiba)

Produtos	Cálculo (rendimento de óleo = 90% s/E.F.)	Energia	
		10 <sup>6</sup> kcal/dia	MW
1. Produção		x 0,0484606	
1.1 Óleo composto	$7.786,0 \text{ m}^3/\text{d} \times 920,0 \text{ kg/m}^3 \times 10.200,0 \text{ kcal/kg}$	73063,8	3540,7
1.2 G.L.P.	$480,0 \text{ t/d} \times 1000 \text{ kg/t} \times 11.592,0 \text{ kcal/kg}$	5564,2	269,6
1.3 NAFTA leve	$461,0 \text{ m}^3/\text{d} \times 630,9 \text{ kg/m}^3 \times 11.706,0 \text{ kcal/kg}$	3404,6	165,0
1.4 Gás combustível	$1450,0 \text{ t/d} \times 1000 \text{ kg/t} \times 7.040,0 \text{ kcal/kg}$	10208,0	494,7
1.5 Enxofre	$(890,0 \text{ t/d} \times 855 \text{ Cr\$/t} \div 0,07 \text{ Cr\$/KWh}) \times 860 \text{ kcal/KWh}$	9348,8	453,0
<b>TOTAL</b>			<b>4923,0</b>
2. Consumo			
2.1 Óleo comb. p/ vapor	$686,0 \text{ m}^3/\text{d} \times 920,0 \text{ kg/m}^3 \times 10.200,0 \text{ kcal/kg}$	6437,4	312,0
2.2 Óleo comb. p/ aquec.	$514,0 \text{ m}^3/\text{d} \times 920,0 \text{ kg/m}^3 \times 10.200,0 \text{ kcal/kg}$	4823,4	soma 728,4
2.3 Gás comb. p/ aquec.	todo gás produzido será consumido	10208,0	
2.4 Energia elétrica	$220.000,0 \text{ KWh/h} \times 24 \text{ h/d} \times 860 \text{ kcal/KWh} \times 3,3$	14985,0	726,18
2.5 Óleo diesel	$89,04 \text{ m}^3/\text{d} \times 850 \text{ kg/m}^3 \times 11.000 \text{ kcal/kg}$	832,5	40,34

Condições do vapor: massa = 388,5 ton/h; temperatura: ~ 320°C; pressão: 100 – 400 psi.

Percentual de energia consumido = 36,7%.

## 5 – OTIMIZAÇÃO TERMODINÂMICA DO COMPLEXO INDUSTRIAL REATOR NUCLEAR PR-3000 – USINA DE XISTO COMERCIAL

### 5.1 – Considerações Gerais

Dentre os fatores principais que levaram a criação de reatores de alta temperatura, o que mais se destaca é a possibilidade da central nuclear fornecer grandes quantidades de calor em elevadas temperaturas ( $T \sim 700^{\circ}\text{C}$ ), diretamente para processos físico-químicos

Focalizando somente o reator nuclear, esse fator implica numa melhoria do rendimento energético do conjunto, porque quase todo calor residual descartado pela central nuclear para o meio ambiente, tem sua origem no sistema de produção de eletricidade que consome somente uma parte do calor produzido pelo reator. A eficiência dos trocadores de calor, no qual é transferido o restante do calor produzido pelo reator para usos que não o de produção de eletricidade, é bastante elevada, podendo atingir níveis acima de 95%

Conforme foi visto no capítulo anterior, da energia total requerida na operação de uma Usina Comercial de Xisto, cerca de 56% corresponde ao calor com temperatura de  $700^{\circ}\text{C}$ .

Tendo em vista esta alta porcentagem de calor requerido na operação de uma U.C.X., torna-se interessante investigar a possibilidade de se acoplar o reator nuclear PR-3000 a uma U.C.X., conforme está ilustrado na Figura 5.1

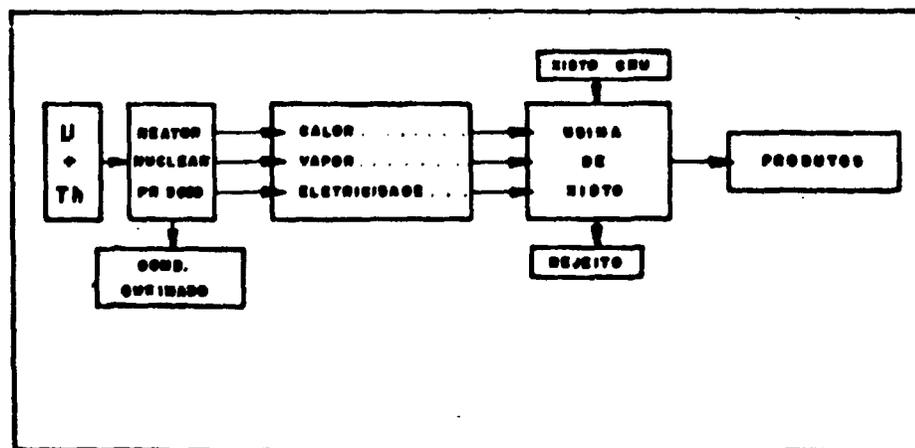


Figura 5.1 – Acoplamento reator nuclear PR 300 com usina de xisto.

Entretanto, a energia disponível pelo reator PR-3000 é superior à total requisitada pela U.C.X., conforme o dimensionamento atualmente adotado, já descrito no capítulo anterior. Isto implica que a central nuclear escolhida poderá alimentar uma usina de xisto  $F$  vezes maior.

Face ao caráter modular da U.C.X. esta extrapolação linear da capacidade desta usina torna-se perfeitamente viável, supondo-se não haver objeções de ordem econômica impostas pelas reservas do xisto na jazida local. Para tanto, aumentar-se-ia o número de unidades individuais de processamento, isto é, o número de retortas, sem no entanto, alterar as suas dimensões e características físicas já otimizadas. Da mesma forma, a nova usina de xisto teria o seu consumo e produção multiplicadas pelo mesmo fator  $F$ .

## 5.2 – Tipos de Fluxogramas: Possibilidade e Problemas Envolvidos

Existem inúmeras maneiras de se acoplar os dois circuitos básicos do reator (circuito primário e de vapor), com o circuito do gás de processo da U.C.X. Surge então o problema relativo à colocação de um circuito intermediário (C.I.), posicionado entre o circuito primário do reator e os outros dois circuitos.

Sob o ponto de vista de segurança nuclear, de uma maneira geral, é recomendado a utilização deste circuito intermediário de modo que a central nuclear se localie suficientemente distante da instalação industrial a ser acoplada<sup>(27)</sup>

Entretanto, na gaseificação do carvão, tanto nos projetos desenvolvidos em Jülich<sup>(40)</sup> (Figura 3.2) como nos E.U.A.<sup>(30)</sup>, não se utiliza o C.I. e os trocadores de calor e geradores de vapor são dispostos em um único bloco. A instalação de um C.I., além de provocar perdas de energia, tem ainda a desvantagem de possuir um custo elevado.

Sob o ponto de vista da dispersão da radiação na atmosfera, uma pequena vantagem pode ser notada no caso de acoplamento próximo entre o PR-3000 e a U.C.X. Os elementos radioativos que por ventura venham a ser lançados na atmosfera (I, Xe, Kr, voláteis, etc.) unem-se aos hidrocarbonetos lançados pela U.C.X., precipitando-se no solo, dentro da área de segurança, diminuindo-se a distância percorrida por tais elementos radioativos.

No diagrama da Figura 5.2 é apresentada várias possibilidades de acoplamento entre a usina nuclear e a U.C.X., sendo-o caso a com circuito intermediário.

## 5.3 – Fluxograma Escolhido para os Cálculos Termodinâmicos

Dos fluxogramas apresentados na Figura 5.2 foi escolhido o caso C, dado a sua simplicidade, envolvendo somente dois trocadores de calor. Este fluxograma, sem o C.I., é constituído basicamente por três ciclos:

- 1) Circuito primário do reator nuclear (ciclo do gás Hélio);
- 2) Circuito secundário do reator (ciclo de vapor);
- 3) Circuito do gás de processo (ciclo do gás de reciclo quente da usina de xisto).

### 5.3.1 – Aspectos Gerais sobre os Três Ciclos

#### 5.3.1.1 – Circuito Primário do Reator PR-3000

Neste ciclo, o gás Hélio sai do núcleo do reator na temperatura de  $950^{\circ}$  ( $= Th_1$ ), cede energia térmica no trocador de calor I (T.C.I.) para o gás de processo, elevando a sua temperatura para  $Th_2$  (a ser determinada); depois, o gás Hélio se dirige ao gerador de vapor (GV). O Hélio deixa o G.V. na temperatura de  $250^{\circ}C$  ( $= Th_3$ ), penetrando em seguida no caroço do reator completando-se o ciclo. As características operacionais deste circuito estão indicadas nas Tabelas III.3, III.4, III.5 e III.7 do Capítulo 3.

#### 5.3.1.2 – Circuito do Gás de Processo (Usina de Xisto Acoplada – U.X.A.)

A única diferença entre o ciclo aqui considerado do gás de processo, e o ciclo utilizado na U.C.X. (Cap.4) é que, ao invés de caldeira, tem-se o trocador de Calor I, onde o gás de reciclo quente

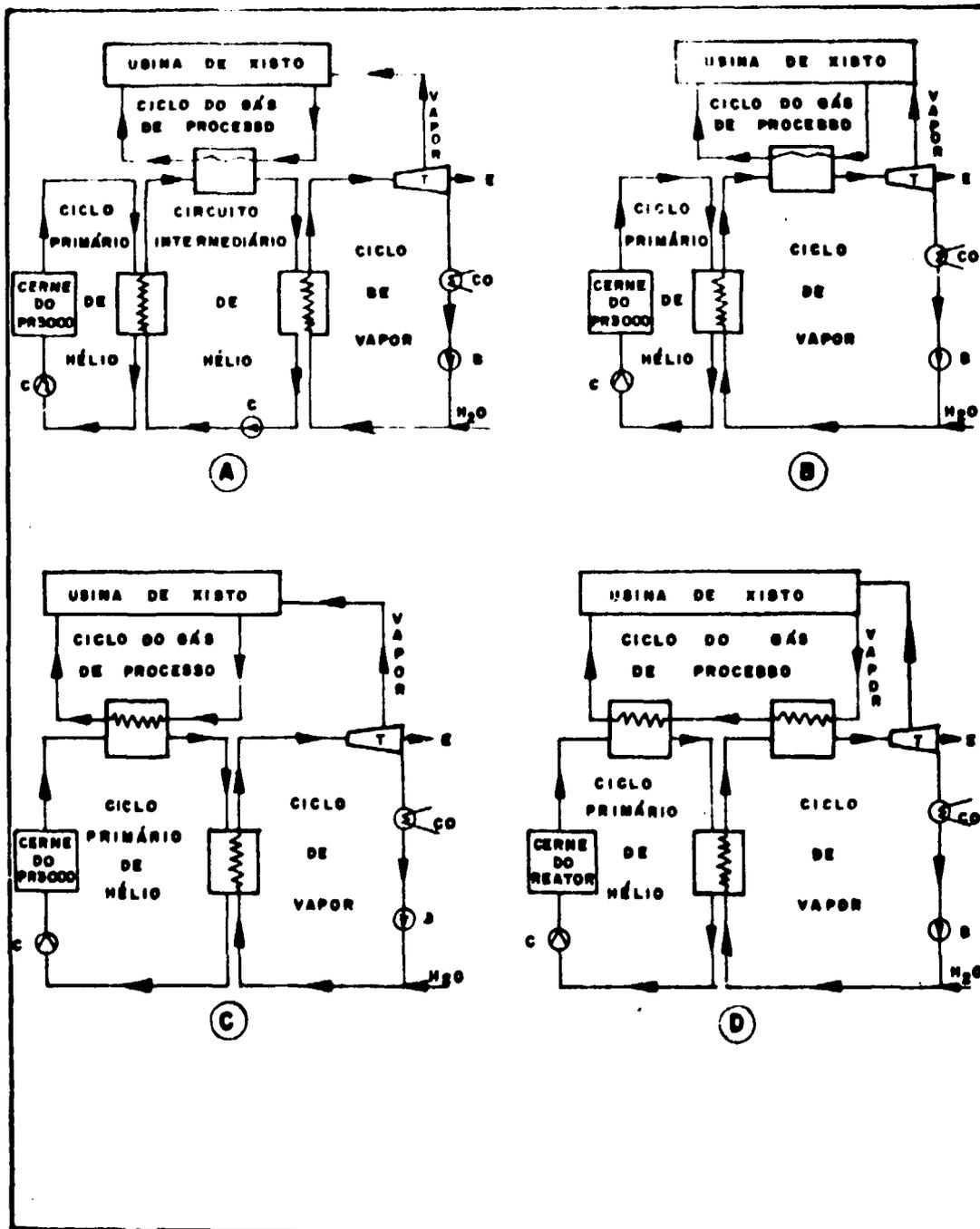


Figura 5.2 — Possibilidades de acoplamento entre a usina de xisto e o reator nuclear (PR 3000).  
 (obs: C = circulador de hélio, B = bomba, CO = condensador, T = turbina)

recebe calor, entrando na temperatura de  $160^{\circ}\text{C}$  e saindo com temperatura de  $700^{\circ}\text{C}$ . Os dados principais para este ciclo estão indicados no Capítulo 4 (Tabela IV.4 e IV.5), à exceção da produção e consumo da usina de xisto que, de acordo com o modelo adotado no início deste Capítulo, são multiplicados pelo fator  $F$  ( $F > 1$ ).

### 5.3.1.3 -- Ciclo de Vapor

O vapor é fornecido à usina de xisto nas condições de temperatura e pressão especificadas na Tabela IV.5; a massa de vapor e a potência elétrica são correspondentes a  $F$  vezes os valores apresentados na Tabela IV.5, adicionados a uma parcela de energia elétrica consumida pela própria central nuclear (circuito primário e secundário). Este ciclo será estudado com maiores detalhes no ítem. 5.4.3

## 5.4 -- Equacionamento do Problema

### 5.4.1 – Introdução. Especificação do Problema

O problema se resume em dimensionar uma usina de xisto, semelhante à U.C.X. descrita no Capítulo 4 (ítem 4.5.3) para ser acoplado ao reator PR-3000 de  $2980,8\text{ MWt}$  de modo a se obter um rendimento térmico máximo do sistema dentro das condições de contorno estabelecidas. A escolha de propor uma alteração da U.C.X. ao invés de reator, foi feita dado o caráter modular daquela usina e a economia de escala do reator nuclear que, via de regra, é mais económico para maiores portes.

Considerese, então, o diagrama C da Figura 5.2 desenhado com maiores detalhes, conforme indicado na Figura 5.3. Neste diagrama, torna-se necessário determinar:

#### a) Da U.C.X.:

Determinação do fator de multiplicação  $F$ , o qual corresponde ao número de vezes que a U.C.X. deve ser multiplicada para consumir toda energia disponível na central nuclear PR 3000

#### b) Do circuito primário do reator:

- b.1) Determinação do calor trocado no Trocador de Calor I ( =  $Q_1$  ) por unidade de tempo.
- b.2) Determinação do calor trocado no Gerador de Vapor ( =  $Q_{GV}$  ) por unidade de tempo.
- b.3) Determinação da temperatura de saída do gás Hélio do T.I.C. ( =  $T_{H_2}$  )

#### c) Do circuito do gás de reciclo quente da usina de xisto:

- c.1) Determinação da massa de gás aquecida ( =  $m_g$  ) por unidade de tempo.
- c.2) Determinação da massa de vapor requisitada na U.C.X. ( =  $m_v$  ) por unidade de tempo.

#### d) Do ciclo de vapor:

- d.1) Escolha da pressão do vapor no ponto 1 ( =  $P(1)$  ).
- d.2) Determinação da temperatura de vapor no ponto 1 ( =  $T(1)$  )
- d.3) Determinação da pressão de extração de vapor para o aquecedor regenerativo no ponto 4 ( =  $P(4)$  ).

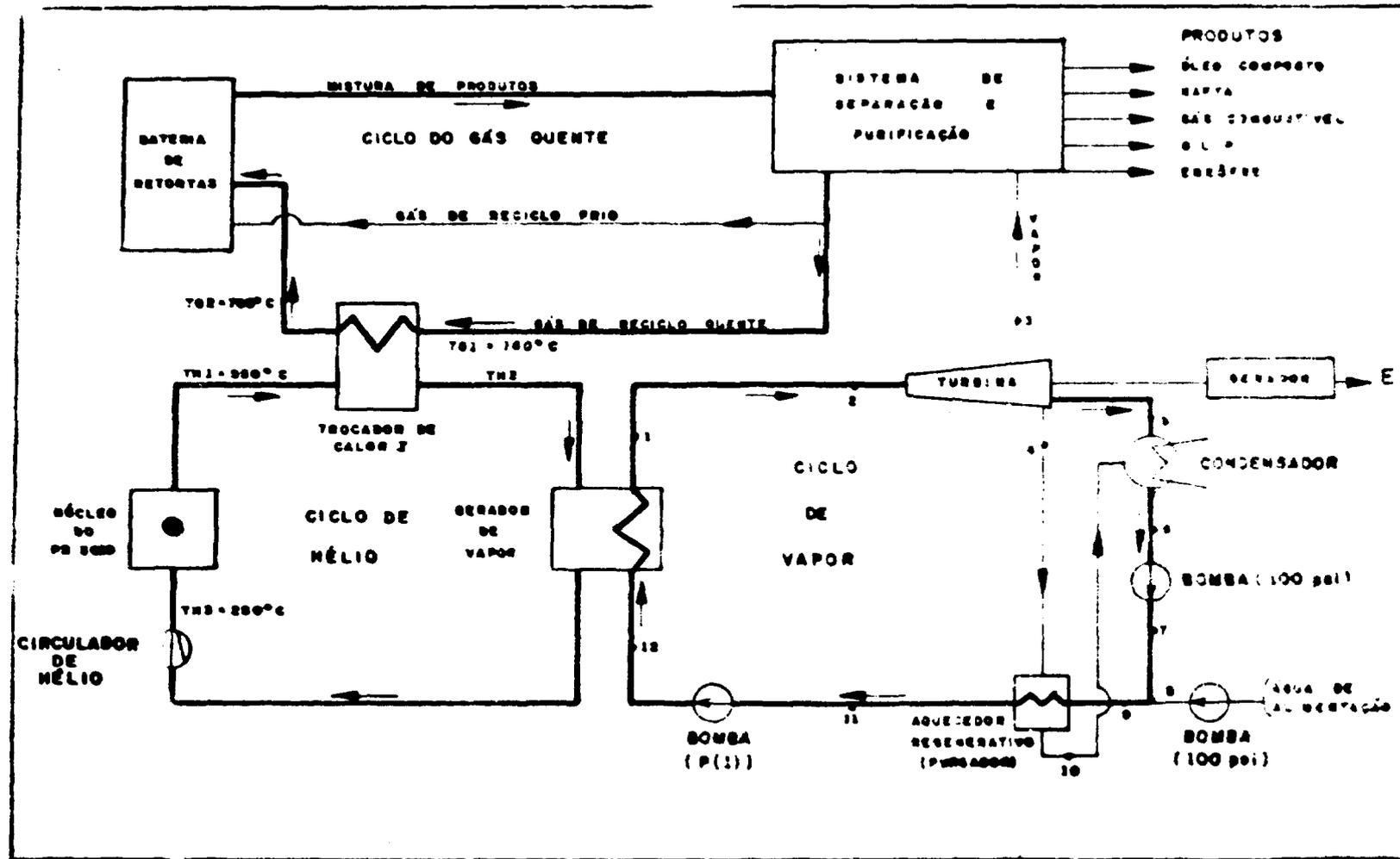


Figura 5.3 - Fluxograma simplificado do complexo nuclear industrial PR 3000 - U.S.A.

d.4) Determinação das funções de estado do fluido nos pontos assinalados no diagrama da Figura 5.3

d.5) Determinação dos demais parâmetros do ciclo, tais como rendimento, potência elétrica produzida, etc

O ciclo de vapor (Ciclo de Rankine) é apresentado esquematicamente no diagrama TS da Figura 5.4. Como são feitas 2 extrações na turbina a massa de vapor que percorre os vários componentes do circuito não é a mesma. O diagrama TS da Figura 5.4 e outros, usados no decorrer deste Capítulo servem para ilustrar o estado do fluido nos diversos pontos do sistema

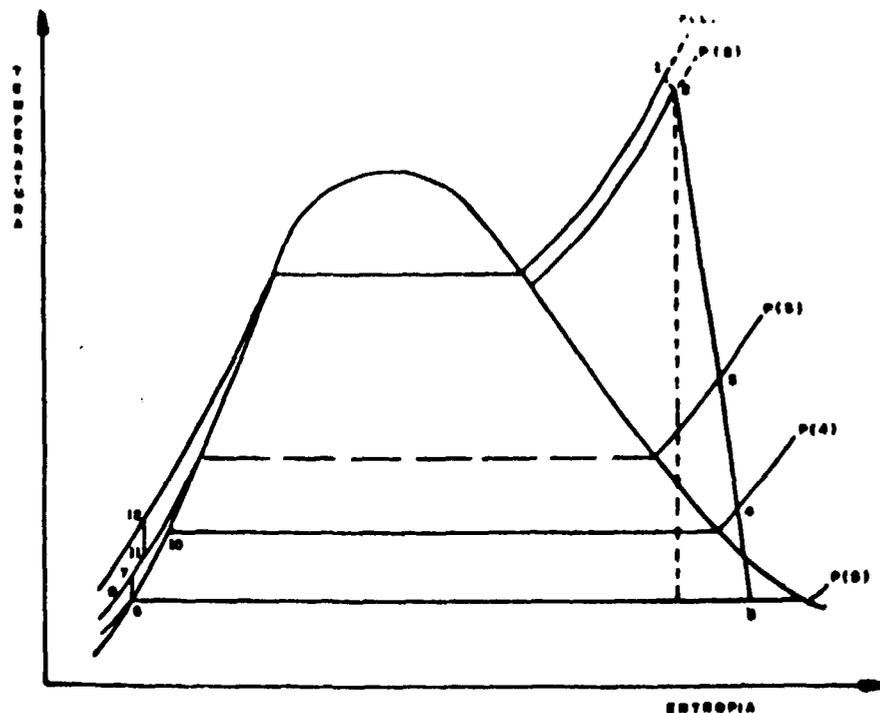


Figura 5.4 – Diagrama TS para o ciclo de vapor de Rankine do complexo PR 3000 – U X.A

#### 5.4.2 – Dados Disponíveis:

Os dados disponíveis para a resolução das questões levantadas no item anterior são enunciados a seguir:

1) Dados conhecidos do circuito primário do reator:

1.1) Potência disponível do reator –  $Q_r = 2980,8 \text{ MW}_t$

1.2) Temperatura de saída do Hélio do núcleo do reator –  $Th_1 = 950^\circ\text{C}$ .

1.3) Temperatura de entrada do Hélio no núcleo do reator –  $Th_2 = 250^\circ\text{C}$ .

- I.4) Taxa de fluidez média do Hélio –  $\dot{m}_h$  820,0 kg/seg.
- I.5) Calor específico médio do Hélio nos intervalos de temperatura 100°C – 1000°C, e pressão 10 – 100 bar Cph = 5193,0J/kg°C.
- I.6) Potência elétrica consumida pela central nuclear em instalações de apoio<sup>(4)</sup> –  $E_r = 15\text{MWe}$ .

II) Usina de Xisto Comercial (antes da extrapolação):

- II.1) Processamento ..... 112.000 ton/d
- II.2) Produção de óleo ..... ~ 50.000 barris/d
- II.3) Consumo
- II.3.1) Calor de retortagem –  $\dot{Q}_1 = 728,4 \text{ MW}_t$
- II.3.2) Vapor: temperatura de 608°F – 609°F; pressão de 70 – 350 psi;  
taxa:  $\dot{m}_x = 388,5 \text{ ton/h}$
- II.3.3) Potência elétrica –  $E_1 = 220,0 \text{ MWe}$
- II.4) Gás de reciclo:
- II.4.1) Temperatura de entrada no trocador de calor I  $T_{g1} = 160^\circ\text{C}$
- II.4.2) Temperatura de saída no trocador de calor I  $T_{g2} = 700^\circ\text{C}$
- II.4.3) Calor específico médio  $C_{pg} = 1926 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$
- II.4.4) Pressão do gás –  $P_g = 3 \text{ atm}$ .
- II.4.5) Taxa de gás de reciclo –  $\dot{m}_{g1} = 2521,3 \text{ ton/h}$ .

**5.4.3 – Balanço Térmico do Complexo PR-3000 – U.X.A.**

**5.4.3.1 – Usina de Xisto Acoplada. Ciclo do Gás de Processo**

Seguindo o modelo adotado para a usina de xisto comercial a ser acoplada ao reator PR-3000 (introdução deste Capítulo), a nova usina comercial de xisto teria as seguintes características:

- i ) Processamento .....  $P = F \times 112.000 \text{ ton/d}$ .
- ii ) Produção de óleo .....  $F \times 50.000 \text{ barris/d}$ .
- iii) Consumo.
- iii.1) Calor de retortagem  $\dot{Q}_2 = \dot{Q}_1 \times F \text{ MW}_t$
- iii.2) Vapor nas mesmas condições de pressão e temperatura da U.C.X. de vapor –  $\dot{m}_3 = F \times \dot{m}_x \text{ ton/h}$
- iii.3) Potência elétrica  $E_2 = F \times E_1 \text{ MWe}$

iii) Gás de reciclo:

iii.1) Mesmas condições de pressão e temperatura da U.C.X.

iii.2) Taxa de gás ...  $\dot{m}_g = F \times \dot{m}_{g1}$  ton/h

Feita estas considerações, obtém-se as relações a seguir.

#### 5.4.3.2 – Relações Decorrentes do Circuito Primário do Reator (Figura 5.5)

1) Calor de retortagem

$$Q_{I2} = F \times Q_{I1} = \dot{m}_h \times C_{ph} \times (Th_1 - Th_2)$$

2) Gerador de vapor

$$\dot{Q}_{gv} = \dot{m}_h \times C_{ph} \times (Th_2 - Th_3)$$

3) Balanço de calor do circuito primário do reator

$$Q_r = \frac{F \times Q_{I1}}{K_1} + \frac{\dot{Q}_{gv}}{K_2}$$

Sendo  $K_1$  e  $K_2$  eficiência do trocador de calor I e gerador de vapor, respectivamente. Adota-se neste circuito a condição de que  $K_1 = K_2 = 1$ .

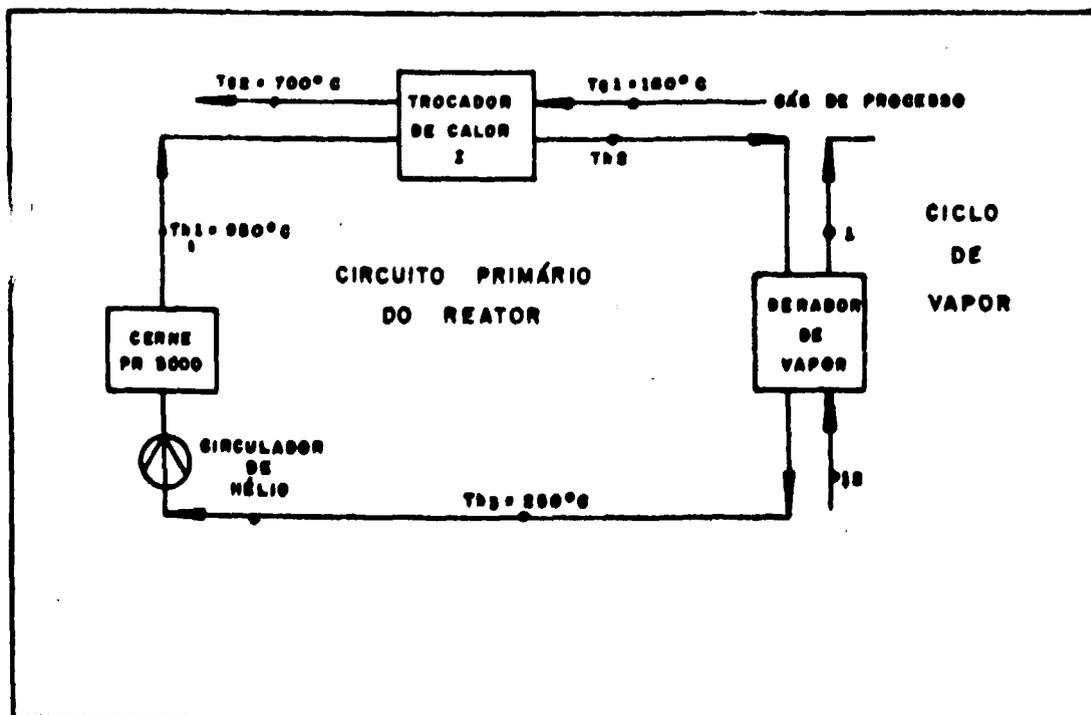


Figura 5.5 – Fluxograma simplificado do circuito primário do reator.

#### 5.4.4 – Ciclo do Vapor

##### 5.4.4.1 – Considerações Gerais

Ao se propor um determinado ciclo de vapor, estabelecendo as condições iniciais do vapor, número de aquecedores regenerativos etc., deve-se analisar a influência que tais condições tem sobre as características gerais do ciclo de potência. Por características gerais, entende-se aqui, a confiabilidade da instalação, eficiência, custo inicial, facilidade de reparos, custo de manutenção etc. Num projeto completo, deve-se chegar a um valor ótimo entre os parâmetros interligados concernentes à condições iniciais do vapor, número de aquecedores regenerativos, colocação (ou não) de reaquecimento, etc., sobre a economia global da instalação. O fator determinante na escolha de um determinado ciclo de vapor é a economia da instalação.

Neste trabalho, pretende-se obter as condições ótimas em termos de eficiência energética do complexo nuclear-industrial sem entrar em considerações de caráter econômico.

A eficiência total do complexo PR-3000 – U.X.A. é função de três fatores principais:

- 1) A eficiência dos trocadores de calor do circuito primário do reator ( $K_1$  e  $K_2$ );
- 2) O rendimento do processo Petrosix;
- 3) O rendimento do ciclo de vapor.

Entretanto, desde que as eficiências  $K_1$  e  $K_2$  são tomadas iguais à unidade, e o rendimento da usina de xisto em si (U.X.A.) é suposto ser igual ao da U.C.X. (pois não se pretende alterar o processo Petrosix), a eficiência global do complexo será máxima quando a eficiência do ciclo de vapor também estiver maximizada.

Uma vez estudado, de uma maneira geral, o problema energético do complexo, está-se em condições de iniciar o estudo econômico do mesmo, o qual foge aos objetivos deste trabalho. A economia do conjunto deve considerar as características da jazida de xisto, a existência de infraestrutura externa e outras condições e fatores externos que dependem de cada complexo em particular.

##### 5.4.4.2 – Nomenclatura

A nomenclatura usada no decorrer dos cálculos é a seguinte:

- a) As funções de estado em cada ponto serão designadas por  $H(x)$ ,  $S(x)$ ,  $T(x)$ ,  $P(x)$ , correspondendo respectivamente a entalpia, entropia, temperatura e pressão no ponto  $x$ , indicado entre parênteses;
- b) A massa total de vapor por unidade de tempo =  $\dot{m}_1^o$
- c) A massa de vapor a ser extraído no ponto 4 por unidade de tempo =  $\dot{m}_4$ .
- d) Rendimento calculado do ciclo de vapor =  $\eta_c$ .
- e) Entalpia do vapor saturado na linha de pressão do ponto  $x$  =  $H_G(x)$ .
- f) Entalpia do líquido saturado na linha de pressão do ponto  $x$  =  $H_F(x)$ .
- g) Entalpia do fluido na linha de pressão do ponto  $x$ , proveniente de uma expansão isentrópica do vapor =  $H_L(x)$ .

h) Rendimento de referência do ciclo de vapor =  $\eta_t$ .

#### 5.4.4.3 – Escolha de Alguns Parâmetros do Ciclo do Vapor: Condições de Comorno

##### 5.4.4.3.1 – Aquecedor Regenerativo

Conforme nos mostra o diagrama da Figura 5.3, o ciclo inicial escolhido para cálculo em somente um aquecedor regenerativo (de superfície).

Quanto maior o número de aquecedores regenerativos, maior seria a eficiência térmica da instalação. Para ilustrar esse fato, a curva característica que relaciona a porcentagem  $P_t$  do ganho teórico  $G_t$  com o número de aquecedores é mostrado na Figura 5.6. Por ganho teórico entende-se o ganho máximo em eficiência da instalação quando equipada com infinito número de aquecedores, em comparação com a mesma instalação, sem aquecedores. A curva da Figura 5.6 corresponde a um ciclo de potência com as seguintes características: os aquecedores são de mistura, o aumento da entalpia é constante (entre um aquecedor, e o mais próximo) o trabalho da bomba e a queda de pressão do vapor entre a saída da turbina e entrada do aquecedor é desprezível. A consideração de tais fatores provocaria uma diminuição da eficiência do sistema.

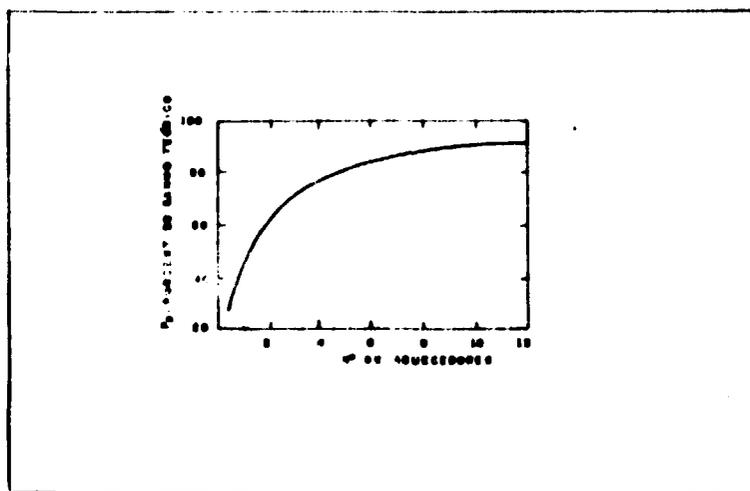


Figura 5.6 -- Porcentagem do ganho teórico em função do nº de aquecedores.

Por outro lado aumentando-se o número de aquecedores, além de dificultar a manutenção, eleva-se os custos de investimento de tal forma que a sua colocação pode tornar-se anti-econômica. Raramente os ciclos de potência utilizam mais do que cinco aquecedores regenerativos.

Para as pretenções deste trabalho adotou-se somente um aquecedor para servir como referência de projeto.

##### 5.4.4.3.2 – Reaquecimento

O reaquecimento é usado quando se torna necessário melhorar o título do vapor nos últimos estágios da turbina, embora, secundariamente, aumente um pouco a eficiência térmica do ciclo. Como será mostrado mais tarde, pelos resultados (Cap.6), o sistema adotado dispensa o reaquecimento.

#### 5.4.4.3.3 – Outras Condições de Contorno

Além das premissas estabelecidas anteriormente, são enumeradas a seguir outras condições de contorno:

1 – Temperatura da água de refrigeração no condensador ( $T_c$ )

$$T_c = 20^\circ\text{C} = 68^\circ\text{F}$$

2 – Temperatura do fluido na saída da turbina (ponto 5) (via de regra, é tomada como sendo aproximadamente  $10^\circ\text{F}$  acima de  $T_c$ ).

$$T(5) = 80^\circ\text{F}$$

3 – Pressão do fluido na saída do último estágio da turbina (ponto 5)

$$P(5) = 0,5 \text{ psi}$$

4 – Temperatura do vapor na saída do gerador de vapor (ponto 1) (toma-se, via de regra, aproximadamente  $20^\circ\text{F}$  a menos que a temperatura de entrada do Hélio no gerador de vapor).

$$T(1) = T_{h2} - 20^\circ\text{F}$$

5 – No intervalo entre o gerador de vapor e a turbina, admite-se uma queda de pressão de 3% e queda de temperatura de 1%.

$$P(1) = 1,03 P(2)$$

$$T(1) = 1,01 T(2)$$

6 – Título do vapor

$$T_{it} \geq 0,90$$

7 – Comportamento ideal das bombas.

8 – Queda de pressão e temperatura nula nas tubulações, salvo entre o gerador de vapor e turbina.

9 – Eficiência do gerador de vapor.

$$K_1 = 100\%$$

10 – Não utiliza desaerador.

11 – Energia gasta pelas bombas está inclusa na energia gasta pela central nuclear em instalações de apoio.

$$E_r = 15 \text{ MWe}$$

12 – Vazamento é compensado na água de alimentação (ponto 8).

13 – Comportamento ideal do condensador.

**14 – Rendimento da turbina**

$$R_t = 0,80$$

**15 – Proporção vapor/energia elétrica estabelecido pela U.X.A., mais o consumo da própria central nuclear (= Er).**

**16 – Água de alimentação (ponto 8)**

$$T(8) = 77^\circ\text{F} \quad P(8) = 100 \text{ psi} \quad H(8) = 45 \text{ Btu/lbm}$$

**17 – Temperatura do líquido comprimido na saída do aquecedor regenerativo (regra geral) (ponto 11).**

$$T(11) = T(10) - 10^\circ\text{F}$$

**18 – Temperatura e pressão do vapor que se dirige à usina de xisto (ponto 3)**

$$608^\circ\text{F} \leq T(3) \leq 609^\circ\text{F}$$

$$70 \text{ psi} \leq P(3) \leq 350 \text{ psi}$$

**5.4.4.4 – Discussão Geral Sobre Alguns Pontos do Ciclo de Vapor**

**1 – Condições iniciais do vapor.**

Torna-se necessário determinar as condições iniciais de pressão (a temperatura depende do circuito primário do reator) do vapor (ponto 1) a fim de se obter um rendimento térmico máximo, dentro das condições de contorno estabelecidas. Para isso, a pressão  $P(1)$  será escolhida entre os extremos de 1000 psi e 3000 psi, tomando-a em intervalos constantes de 250 psi. Uma vez escolhida a região cujo rendimento térmico é máximo, adotar-se-á um novo intervalo (menor que 250 psi) dentro da mesma região. As variações feitas estão indicadas no item 5.4.5.

**2 – Expansão do vapor na turbina.**

O vapor se expande na turbina realizando trabalho mecânico. A irreversibilidade da expansão torna-a não isoentrópica (Figura 5.7) e é tomada em conta pelo rendimento da turbina (=  $R_t$ )

A entalpia do vapor no ponto 5 é dada por:

$$H(5) = H_L(5) \times R_t + (1 - R_t) \times H(2)$$

O título do vapor é definido como:

$$T_{it} = \frac{H(5) - H_F(5)}{H_G(5) - H_F(5)}$$

**3 – Extração de vapor para a usina de xisto (ponto 3)**

O vapor requisitado no projeto da U.X.A. deve ter temperatura no intervalo de  $608^\circ\text{F} \leq T(3) \leq 609^\circ\text{F}$  e pressão no intervalo de  $70 \text{ psi} \leq P(3) \leq 350 \text{ psi}$ .

Nota-se no diagrama TS da Figura 5.8 que, uma vez estabelecida a pressão  $P(3)$ , a temperatura  $T(3)$  estará automaticamente determinada na intersecção da linha de  $P(3)$  com a linha de expansão do vapor na turbina (ponto 2 – ponto 5). Assim, em todos os casos considerados para  $P(1)$ , varia-se a pressão  $P(3)$ , de 1 em 1 psi, a partir de 70 psi, até que se consiga temperatura  $T(3)$  no intervalo desejado.

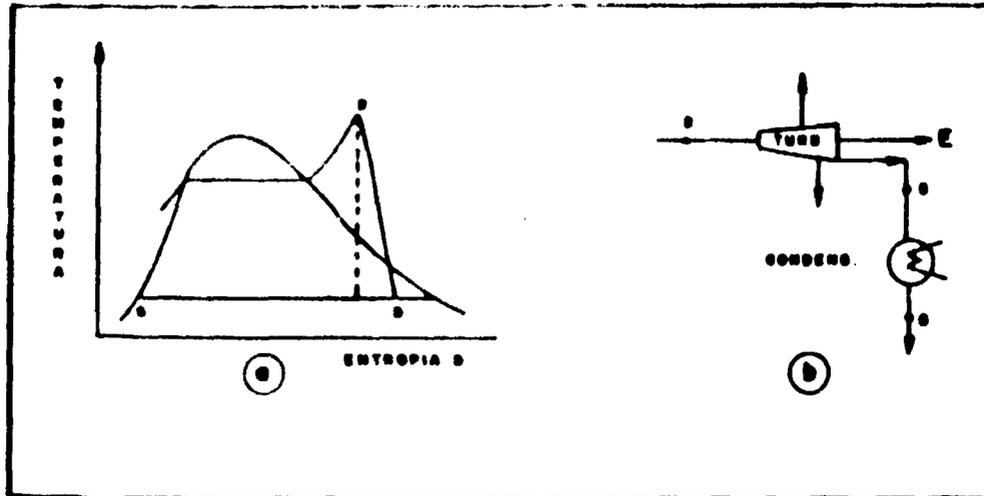


Figura 5.7 – Expansão do vapor na turbina.

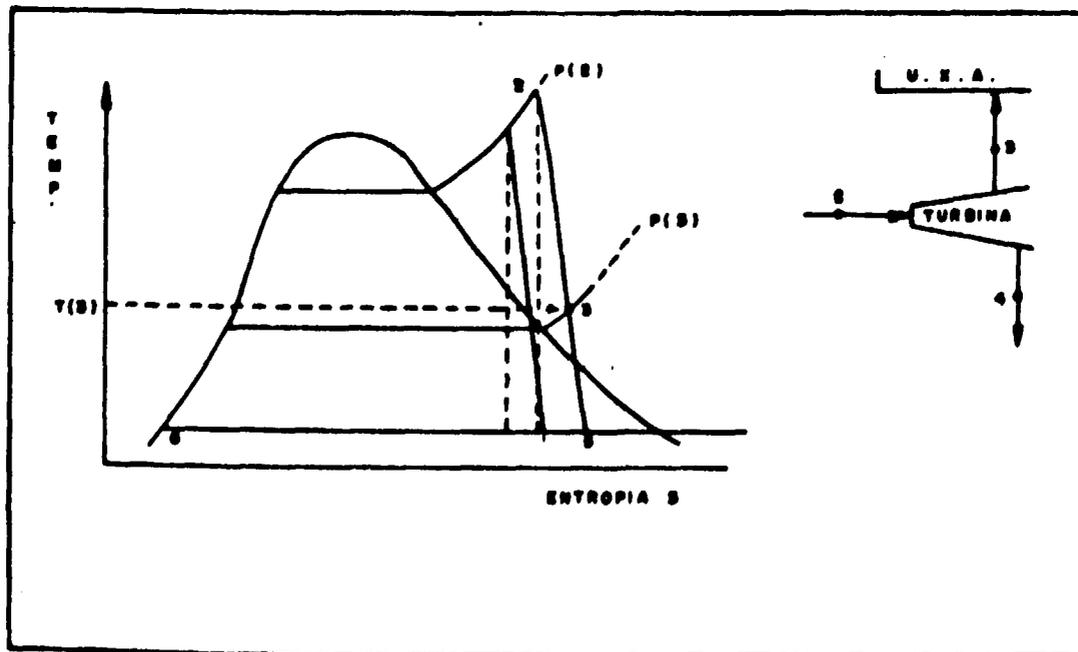


Figura 5.8 – Diagrama TS indicando a extração de vapor para a usina de xisto.

#### 4 -- Escolha da Pressão de Extração do Vapor para o Aquecedor Regenerativo (ponto 4)

Dos vários procedimentos existentes para se escolher a pressão de extração de modo a se obter um melhor rendimento térmico para o ciclo da água de alimentação,  $T(11)$ , é determinada pela fórmula empírica<sup>(41)</sup>:

$$T_{aa} = T_{cond} + \frac{(40 + 8n)}{100} \times (T_{sat} - T_{cond}),$$

onde

- $T_{aa}$  = temperatura da água de alimentação, isto é, a temperatura que o líquido deixa o último aquecedor regenerativo
- $T_{cond}$  = temperatura do líquido na saída do condensador
- $T_{sat}$  = temperatura de saturação correspondente a pressão de entrada na turbina
- $n$  = número de aquecedores regenerativos

Para o problema em questão,  $n = 1$ , e a pressão do vapor na entrada da turbina,  $P(2)$ , será variada em intervalos regulares de 1000 a 3000 psi (Figura 5.9).

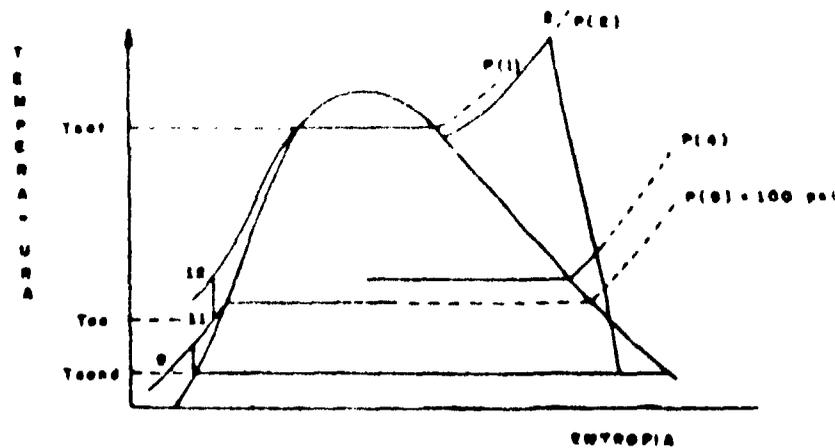


Figura 5.9 - Diagrama TS mostrando a extração de vapor para o aquecedor regenerativo.

Desde que  $P(2) \cong P(1)$ , então:

a) Para  $P(1) = 1000$  psi, tem-se:

$T_{sat} = 544,6^{\circ}\text{F}$ ;  $T_{cond} = 80^{\circ}\text{F}$ ;  $n = 1$ . Substituindo estes valores na fórmula anterior, obtém-se:  $T_{aa} = T(11) = 303,0^{\circ}\text{F}$ . Conforme foi estabelecido nas condições de contorno,  $T(11) = T(10) - 10$ . Portanto,  $T(10) = 313,0^{\circ}\text{F}$ , onde,  $T(10)$  = temperatura de saturação correspondente a linha de pressão de extração ( $= P(4)$ ). Portanto,  $P(4) = 81$  psi.

b) Para  $P(1) = 3000$  psi, tem-se,

$T_{sat} = 695,4^{\circ}\text{F}$ ;  $T_{cond} = T(5) = 80^{\circ}\text{F}$ ;  $n = 1$ . Substituindo estas grandezas na equação anterior, obtém-se  $T_{aa} = T(11) = 375,4^{\circ}\text{F}$ . Segundo as condições de contorno,  $T(11) = T(10) - 10$ , e portanto,  $T(10) = 385,4^{\circ}\text{F}$ . A pressão correspondente a esta temperatura de saturação é  $P(4) = 209,0$  psi.

Convém ressaltar que este método não leva em consideração uma extração de vapor no ponto 3 para a usina de xisto. Assim, usou-se de pressões de extração que representavam uma ordem de grandeza esperada, entre dois extremos. Escolheu-se, portanto, o seguinte intervalo inicial para a variação da pressão de extração no ponto 4:

$$10 \text{ psi} \leq P(4) \leq 300 \text{ psi}$$

#### 5 – Trabalho realizado pelas bombas de água.

Existem duas bombas d'água no circuito. A primeira delas eleva a pressão do líquido de 0,5 psi (ponto 6,  $P(6)$ ) até 100 psi (ponto 7,  $P(7)$ ). Nesse intervalo de pressão, o volume específico varia muito pouco.<sup>(52)</sup>

$$\text{volume em } 0,5 \text{ psi} = 0,01608 \text{ pes}^3/\text{lbm}$$

$$\text{volume em } 1000 \text{ psi} = 0,0177 \text{ pes}^3/\text{lbm}$$

Considera-se o volume específico constante nesse intervalo, e igual à média dos valores acima, ou seja  $v = 0,017 \text{ pes}^3/\text{lbm}$ . O acréscimo na entalpia do líquido entre os pontos 6 e 7 é dado por:

$$\Delta H = v \times (P(7) - P(6)) \times f_g = 0,017 \text{ pes}^3/\text{lbm} (100 - 0,5) \text{ lbf/pol}^2 \cdot 0,18594 \frac{\text{pol}^2 \times \text{Btu}}{1 \text{bf} \times \text{pes}^3}$$

sendo  $f_g$  = fator de correção de unidade =  $0,18504 \text{ pol}^2 \times \text{Btu}/\text{lbf} \times \text{pes}^3$

$$\Delta H = 0,31 \text{ Btu/lbm.}$$

A segunda bomba, localizada entre os pontos 11 e 12, eleva a pressão do líquido comprimido de 100 psi para a pressão  $P(1)$  considerada, que varia de 1000 psi a 3000 psi. No gráfico do volume em função da pressão<sup>(52)</sup> dividiu-se a área formada entre a curva e o eixo das abcissas (pressões) em 3 regiões (Figura 5.10).

a) Primeira região:  $100 \text{ psi} \leq P \leq 300 \text{ psi}$

Nesta região, a dependência entre  $v$  e  $P$  é linear, obedecendo a equação da reta

$$v = 0,000006 \times P + 0,0171$$

O aumento da entalpia entre os pontos 11 e 12, nesta região, será dada pela área formada entre a reta e o eixo das pressões

$$\Delta H_1 = f_a \times (0,000003 \times P(1)^2 + 0,0171 \times P(1) - 1,74)$$

b) Segunda região: 300 psi < P < 1800 psi

Também nesta região, o volume é uma função aproximadamente linear de P e o dado é:

$$v = 3,82 \times 10^{-6} \times P(1) + 0,01773$$

O aumento da entalpia entre os pontos 11 e 12 nesta região é dada pela área formada entre esta reta e o eixo das abscissas

$$\Delta H_2 = f_a \times (1,935 \times 10^{-6} \times P(1)^2 + 0,01773 \times P(1) - 5,4942)$$

c) Terceira região: 1800 psi < P < 3000 psi

Nesta região, ajustou-se uma curva exponencial aos pontos experimentais.

Tal ajuste foi feito na máquina calculadora HP-25, segundo o método dos mínimos quadrados através de um programa pertencente ao catálogo dessa máquina. Chegou-se ao seguinte resultado:

$$v = aP^b, \text{ onde } a = 0,014775 \text{ e } b = 0,000278$$

A área formada entre a curva exponencial e o eixo das pressões correspondente ao aumento da entalpia do líquido entre os pontos 11 e 12, nesta região

$$\Delta H_3 = a/b \times (a^b \times P(1)) - 1,64938) \times f_a$$

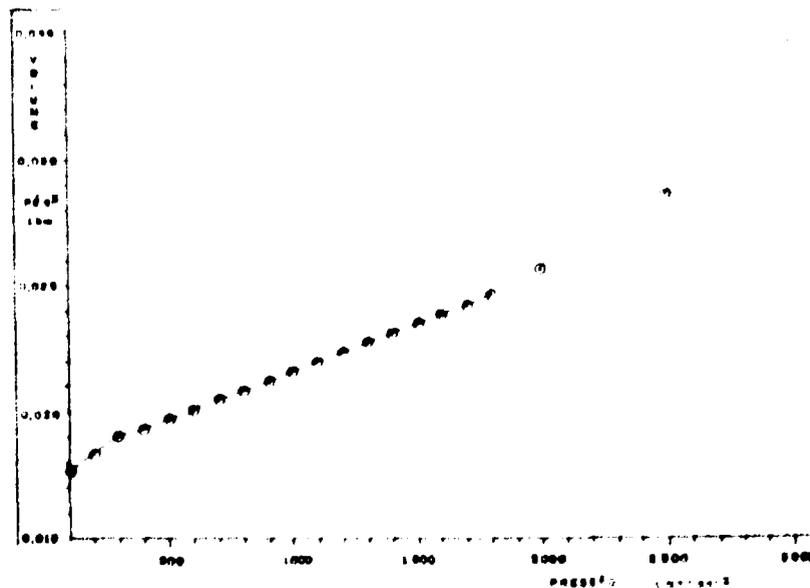


Figura 5.10 – Volume do líquido em função da pressão.

#### 5.4.4.5 – Relações Decorrentes do Ciclo de Vapor

De acordo com as condições impostas ao ciclo do vapor, a seguir são obtidas as relações listadas em continuidade com as obtidas para os outros dois ciclos (Item 5.4.3.1).

(4) Do gerador de vapor.

$$\dot{Q}_{gv} = \dot{m}_t \times (H(1) - H(12))$$

(5) Temperatura do vapor no ponto 1

$$T(1) = T_{h2} - 20,0^\circ\text{F}$$

(6) Potência elétrica produzida

$$E = \dot{m}_t \times (H(2) - H(3)) + (\dot{m}_t - F \times \dot{m}_x) \times (H(3) - H(4)) + \\ + (\dot{m}_t - F \times \dot{m}_x - \dot{m}_4) \times (H(4) - H(5))$$

(7) Ponto 9

$$(\dot{m}_t - F \times \dot{m}_x) \times H(7) + F \times \dot{m}_x \times H(8) = \dot{m}_t \times H(9)$$

(8) Aquecedor regenerativo

$$\dot{m}_t \times (H(11) - H(9)) = \dot{m}_4 \times (H(4) - H(10))$$

(9) Rendimento do ciclo de vapor

$$\eta = \frac{F \times \dot{m}_x \times H(3) + F \times E_1 + E_r}{\dot{Q}_{gv}}$$

(10) Temperatura do ponto 11

$$T(11) = T(10) - 10^\circ\text{F}$$

### 5.5 – Procedimento Numérico

#### 5.5.1 – Método de Cálculo

O conjunto de dez equações decorrentes dos três ciclos básicos, constitui um sistema no qual tem-se um maior número de incógnitas do que equações independentes.

Por outro lado analisando-se detalhadamente as equações envolvidas nos três ciclos, verifica-se que o método iterativo oferece o meio mais conveniente para resolver tal sistema.

Assim, admitindo-se um valor inicial para  $F$ , imediatamente ficam determinadas as incógnitas do circuito primário do reator, do ciclo do gás de processo e a produção e consumo da Usina de Xisto Acooplada. Da mesma forma obtém-se o valor da potência elétrica total requisitada pelo complexo ( $E = E_1 \times F + E_r$ ), e o próprio rendimento do ciclo de vapor (Equação 9, Ítem 4.4.5) sem, no entanto, ter resolvido completamente o ciclo de vapor. O rendimento do ciclo de vapor calculado desta maneira é chamado de "rendimento de referência", e é designado por  $\eta_t$ .

Mas, para o mesmo valor de F admitido, da resolução do ciclo de vapor obtêm-se valores para a potência elétrica total fornecida e o rendimento que não coincidem, necessariamente, com os valores anteriormente determinados. Essa coincidência deve existir para o ponto de convergência. Portanto, pode-se tomar um desses dois parâmetros como indicador do processo iterativo. O rendimento calculado através da resolução do ciclo de vapor é chamado de "rendimento calculado", e é designado por  $\eta_c$ .

Varia-se, então o valor de F, até que se encontre o maior valor dele para o qual o sistema das equações decorrentes dos três ciclos básicos seja satisfeito. Ao mesmo tempo, determina-se as funções de estado dos pontos do ciclo de vapor que, obedecendo as condições de contorno impostas, impliquem num rendimento térmico máximo.

No ponto de convergência, onde o rendimento térmico é máximo, o balanço líquido total de energia consumido pela U.X.A. pode ser representado pelo fator  $P_c$ , onde:

$$P_c = \frac{E_c}{E_p} \times 100, \text{ sendo}$$

$E_c$  = energia consumida. Corresponde à potência disponível do reator PR-3000 (igual a 2980,8 MW)

$E_p$  = energia latente produzida, representada pelos derivados produzidos pela U.X.A.

### 5.5.2 – O Programa Digital

Um programa digital foi escrito para proceder-se ao método iterativo proposto, variando-se o valor do parâmetro F, a pressão de vapor no ponto 1 (= P(1)), a pressão de extração no ponto 4 (= P(4)), e utilizando as relações provenientes dos 3 ciclos, bem como as condições de contorno estabelecidas.

O programa digital, escrito em linguagem Fortran IV, foi processado no computador IBM/370/155 do I.E.A.

Os dados de entrada para o programa estão indicados no Ítem 5.4.2. e estão relacionados nos cartões de comentário do programa no Apêndice 3.

O programa foi processado quatro vezes, variando-se as condições abaixo relacionadas.

#### 1) Primeiro processamento:

Foram tomadas as seguintes variações para F, P(1) e P(4):

- a) variação para F: 1,80 a 1,95; passo 0,05
- b) variação para P(1): 1000 a 3000 psi; passo 250 psi
- c) variação para P(4): 10 a 300 psi; passo 10 psi.

#### 2) Segundo processamento:

Dos resultados obtidos no processamento anterior, determinou-se uma nova variação para F e P(4), mantendo-se constantes as condições de P(1):

- a) variação para F: 1,93 a 1,96; passo 0,01
- b) variação para P(4): 30 a 50 psi; passo 10 psi

3) Terceiro processamento:

Mantendo-se as condições de P(4) do 2º processamento, variou-se F e P(1):

- a) variação para F: 1,950 a 1,955; passo 0,001
- b) variação para P(1): 2100 a 2700 psi, passo 50 psi

4) Quarto processamento:

Foram feitos cálculos para as seguintes variações:

- a) variação para F: 1,950 a 1,952; passo 0,001
- b) variação para P(1): 2255 a 2500 psi; passo 5 psi
- c) variação para P(4): 30 a 50 psi; passo 10 psi.

### 5.5.3 – Diagrama Indicando a Sequência dos Cálculos (Figura 5.11 e 5.12)

Neste ítem é apresentado a sequência dos cálculos executados pelo programa digital, que se encontra no Apêndice 3.

Cabe salientar algumas observações:

- 1) As sub-rotinas utilizadas estão descritas com maiores detalhes no Apêndice 2.
- 2) A diferença entre o rendimento calculado através do valor F adotado ( $\eta_f$ ) e o cálculo através do ciclo ( $\eta_c$ ) é designado por  $\Delta\eta$ .
- 3) Para melhor compreensão, no diagrama de blocos, são tomadas as variações para F, P(1) e P(4) correspondente ao 1º processamento do programa digital.

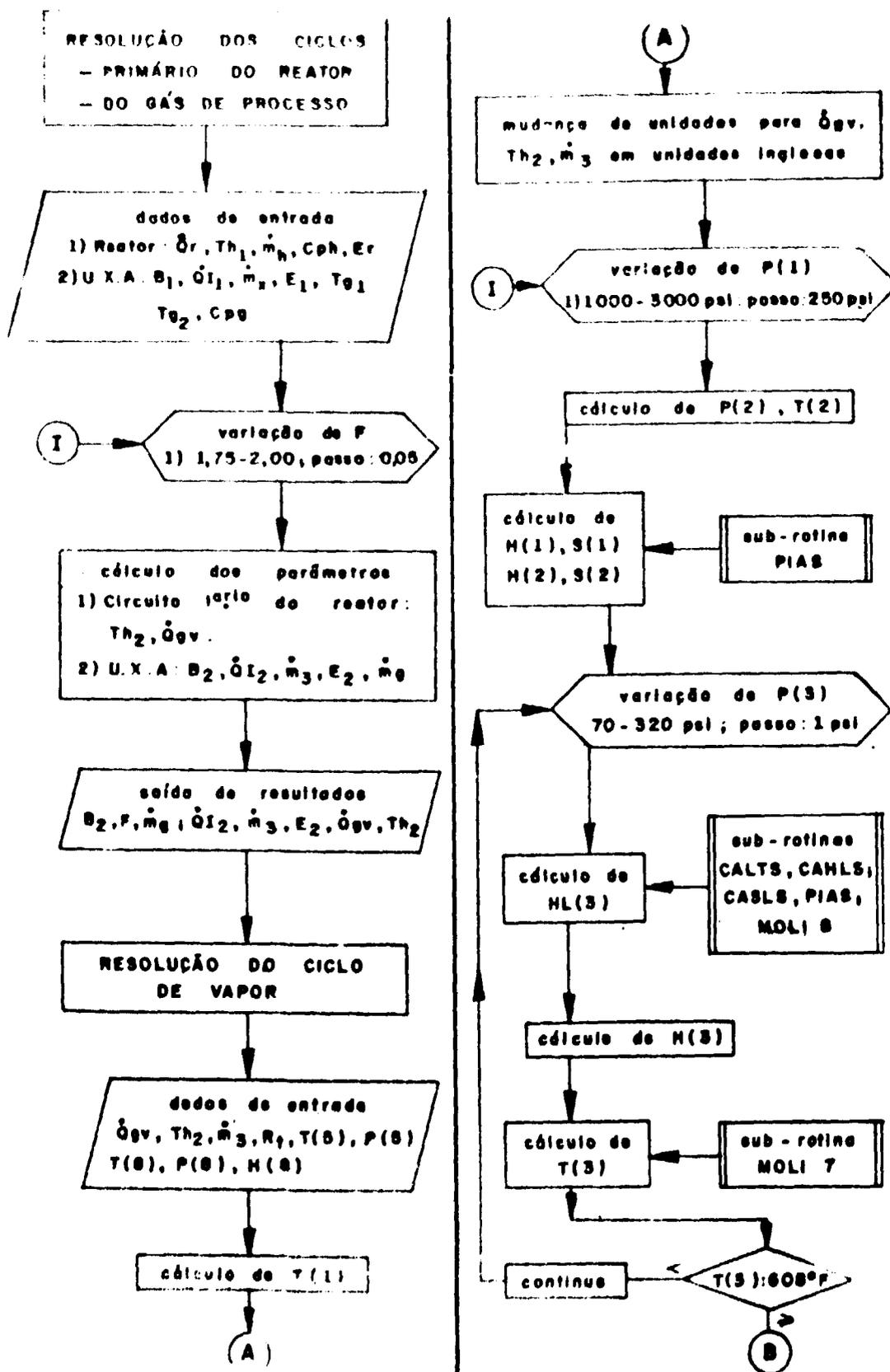


Figura 5.11 - Diagrama indicando a sequência de cálculos efetuados pelo programa digital.

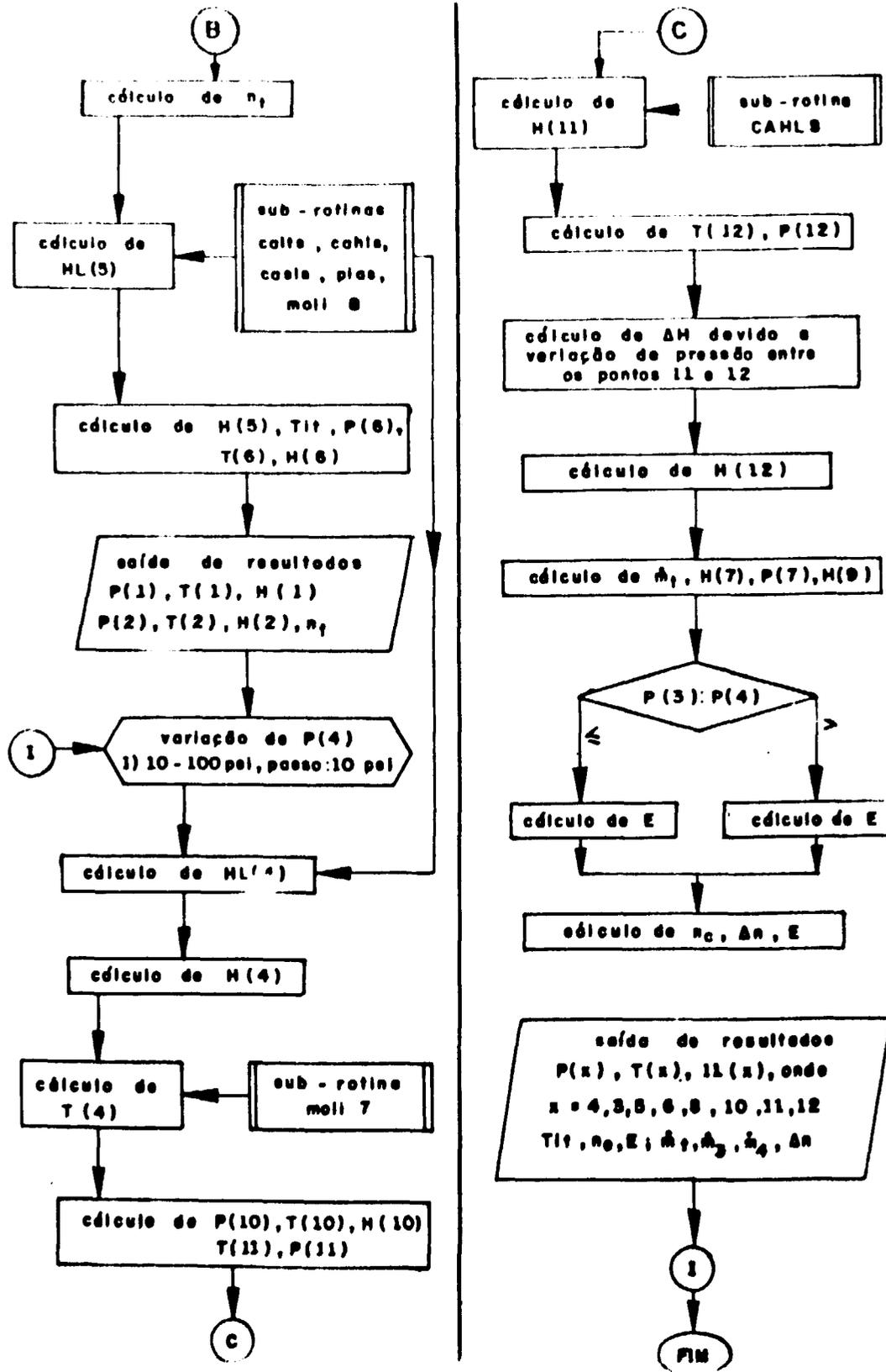


Figura 5.12 - Diagrama indicando a seqüência de cálculos efetuados pelo programa digital.

## 6 – RESULTADOS, CONCLUSÕES E COMENTÁRIOS FINAIS

### 6.1 – Introdução

Os resultados numéricos obtidos através de vários processamentos do programa digital ordenados em gráficos e tabelas, para serem analisados em seguida.

### 6.2 – Escolha da Pressão de Extração do Vapor para o Aquecedor (Ponto 4)

De acordo com os gráficos mostrados na Figura 6.1 o rendimento do ciclo de potência ( $\eta_c$ ) atinge um patamar de valores máximos para pressões de extração, P(4), em torno de 30 psi e pressões iniciais do vapor, P(1), abaixo de aproximadamente 250 psi.

Para pressões P(1) acima de 2500 psi o ponto máximo desloca-se para P(4) = 40 psi. Note-se que, em praticamente todos os casos, o rendimento  $\eta_c$  é aproximadamente constante a partir do ponto máximo, para em seguida decrescer suavemente com o aumento de P(4).

Para os cálculos que se seguem, tomou-se 3 valores para P(4): 30 psi, 40 psi, 50 psi. A pressão de extração P(4) = 40 psi, está praticamente no ponto médio do patamar, sendo essa pressão escolhida para a obtenção dos resultados finais. Entretanto, deve-se ressaltar que, na prática, depois de obtido o intervalo de pressões de extração no qual o rendimento  $\eta_c$  do ciclo é máximo e aproximadamente constante, deve-se conseguir um fabricante de turbinas que possa fornecer-las com pressões de extração dentro do intervalo estabelecido teoricamente. A escolha final do ponto de operação dependerá, portanto, do fornecedor.

### 6.3 – Obtenção dos Pontos de Convergência

Dos resultados obtidos através da primeira iteração do programa digital, foram feitos os gráficos mostrados na Figura 6.2.

Note-se que em todos os gráficos de rendimento versus P(1), o rendimento  $\eta_t$  de referência (curvas intermitentes) decresce a medida que P(1) aumenta. Este comportamento da curva torna-se claro se analisarmos a relação de onde provém  $\eta_t$  (relação nº 9), ou seja:

$$\eta_t = \frac{F \times E_t + E_r + F \times m_x \times H(3)}{Q_{gv}}$$

Para um mesmo valor de F, a medida que se aumenta a pressão P(1), diminui-se o valor da entalpia H(3), porque a temperatura do vapor (Ponto 3, T(3) = 608°F) que se dirige à usina de xisto é fixa. Isto pode ser visto esquematicamente no diagrama TS da Figura 6.5.

Desses gráficos conclui-se que os pontos de convergência devem ocorrer para F maior que 1,900 e, em torno de F = 1,950. Deste modo, a segunda iteração do programa foi realizada para F = 1,940, F = 1,950 e F = 1,960. Os resultados estão nos gráficos das Figuras 6.3 e 6.4.

Agrupando-se os parâmetros dos pontos de convergência obtidos através dos gráficos das Figuras 6.3 e 6.4, chega-se a Tabela VI.1.

Através da Tabela VI.1, nota-se claramente que aumentando-se o valor de F, cresce o rendimento do ciclo de vapor e a pressão P(1), enquanto decresce o título do vapor. O maior valor de F (e, portanto maior rendimento para o ciclo de potência) está entre 1,950 e 1,960, com título de vapor

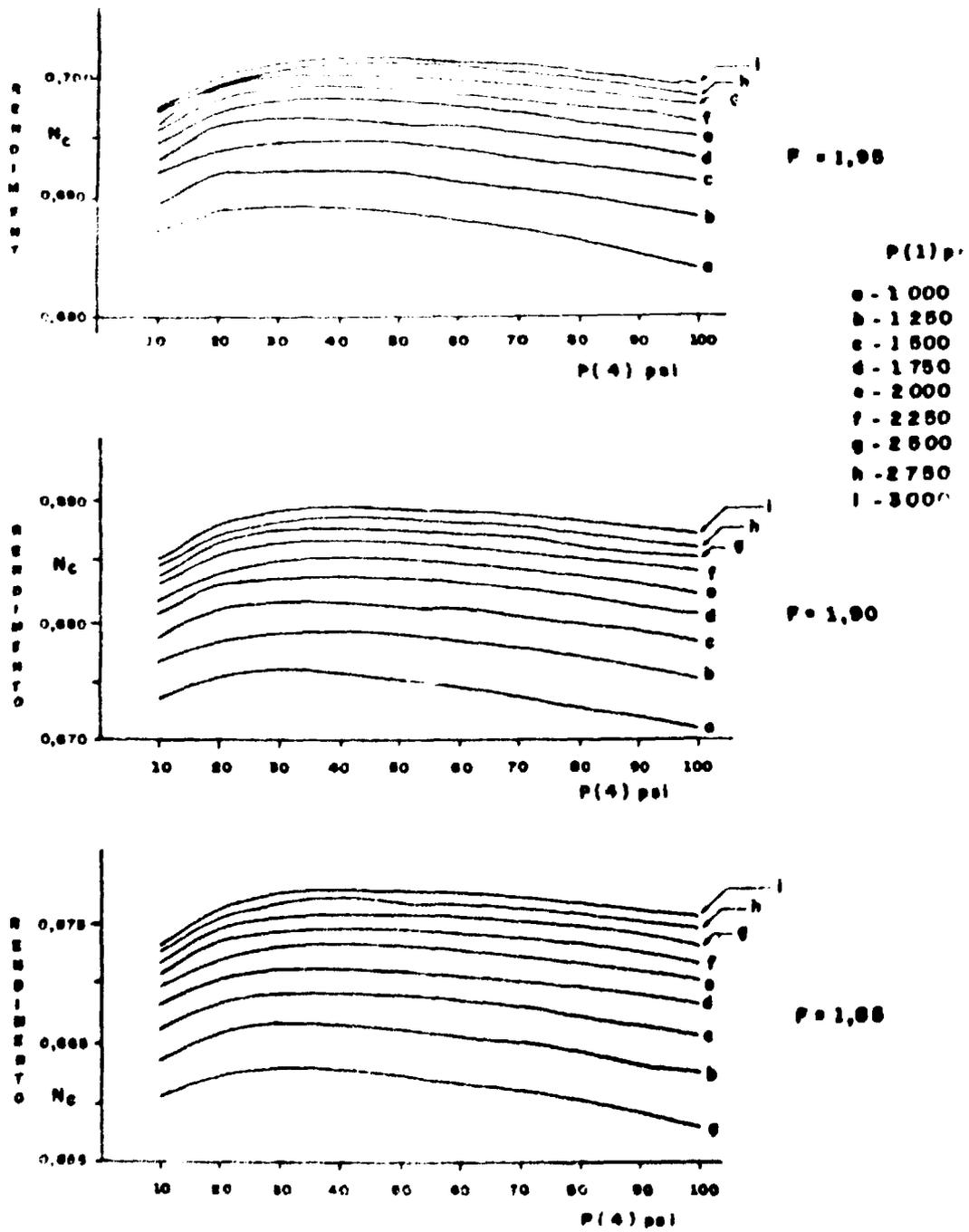


Figura 6.1 – Rendimento calculado do ciclo de vapor em função da pressão de extração  $P(4)$  para o aquecimento regenerativo.

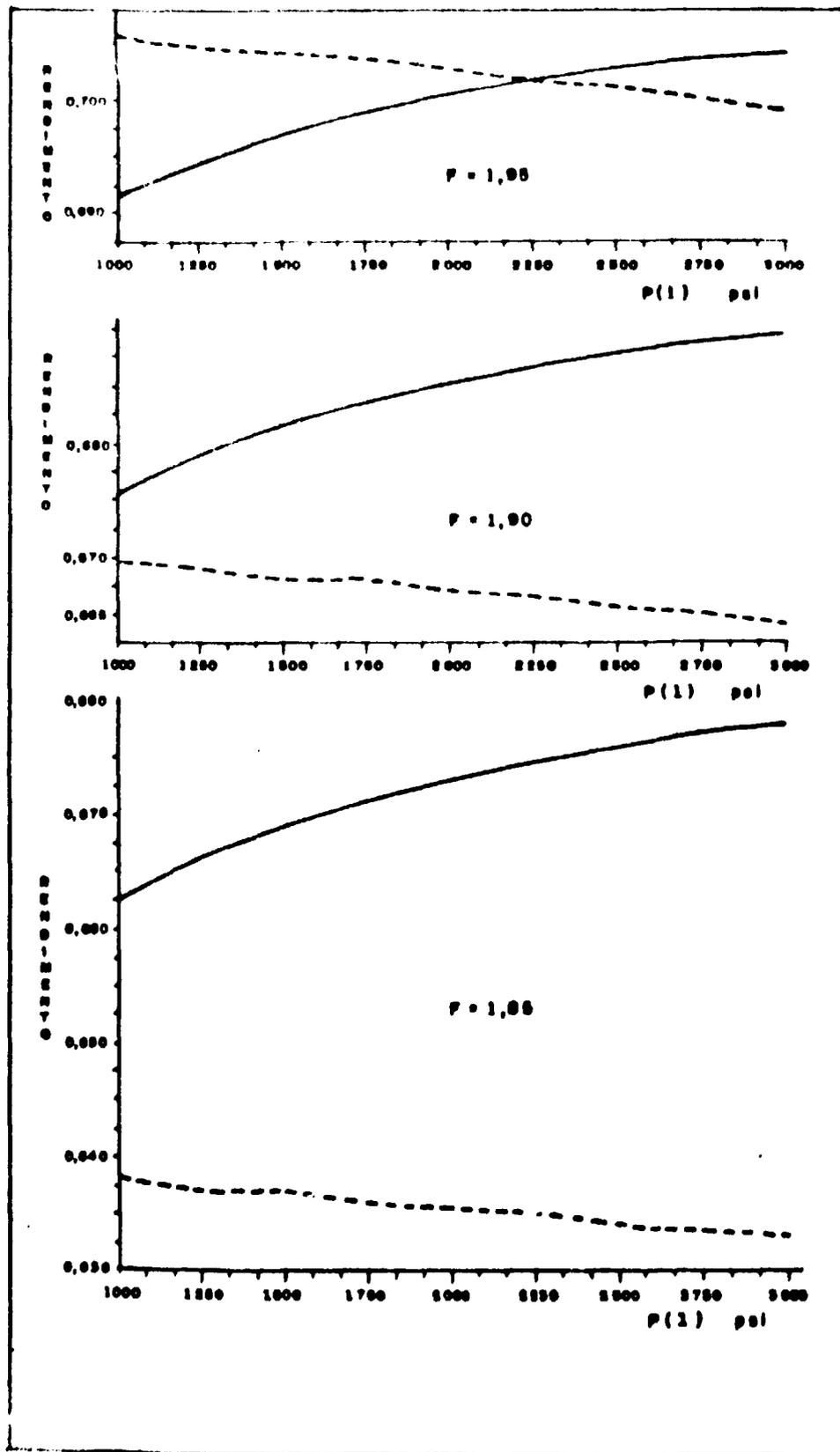


Figura 6.2 — Rendimento do ciclo de vapor em função da pressão  $P(1)$  do vapor.  $P(4) = 40$  psi (Rend. referen.: - - -) Rend. calculado: \_\_\_\_\_).

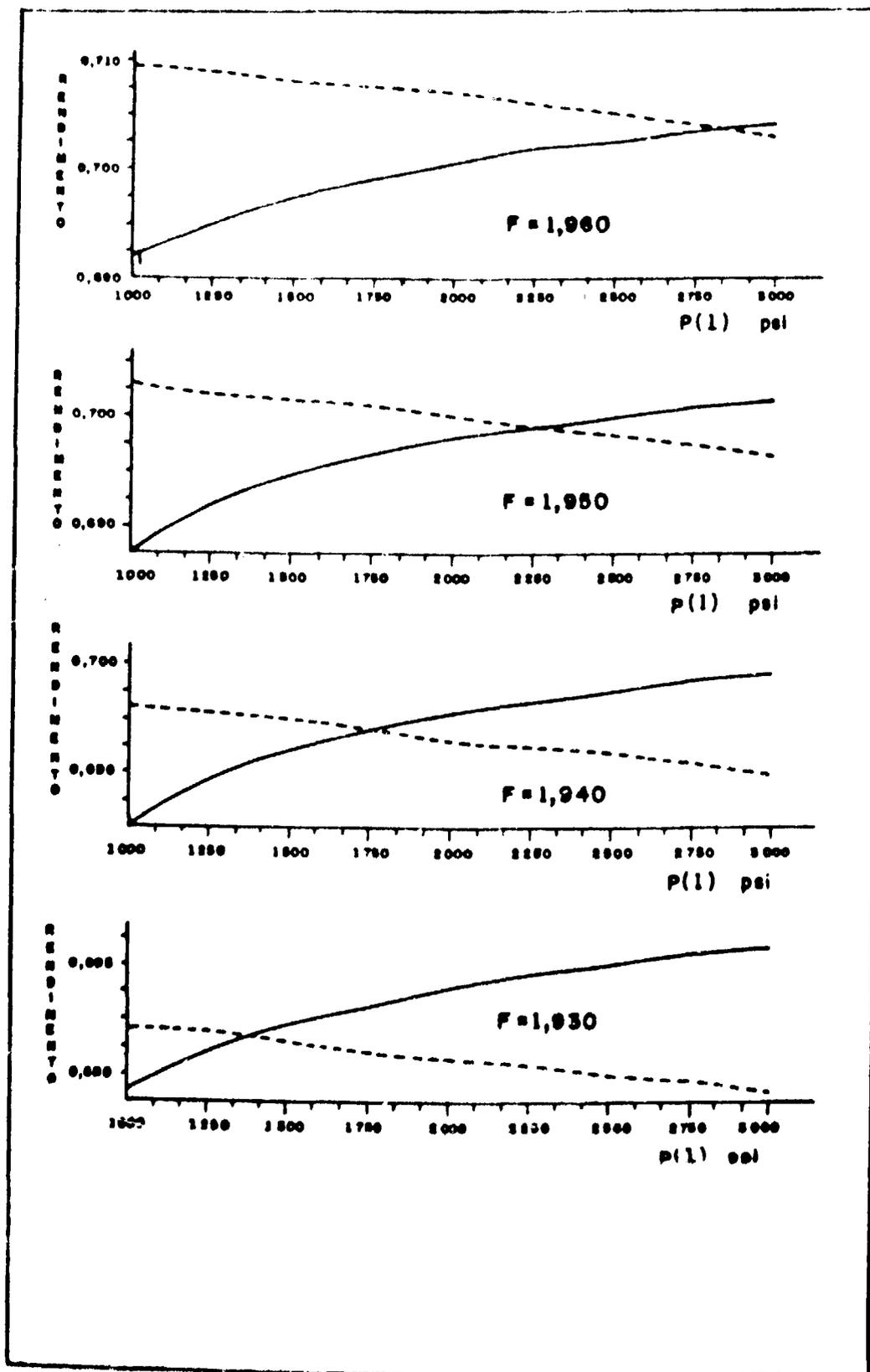


Figura 6.3 -- Rendimento do ciclo de vapor em função da pressão  $P(1)$ .  $P(4) = 40$  psi. (rendimento retido: ---) (rendimento calculado: —).

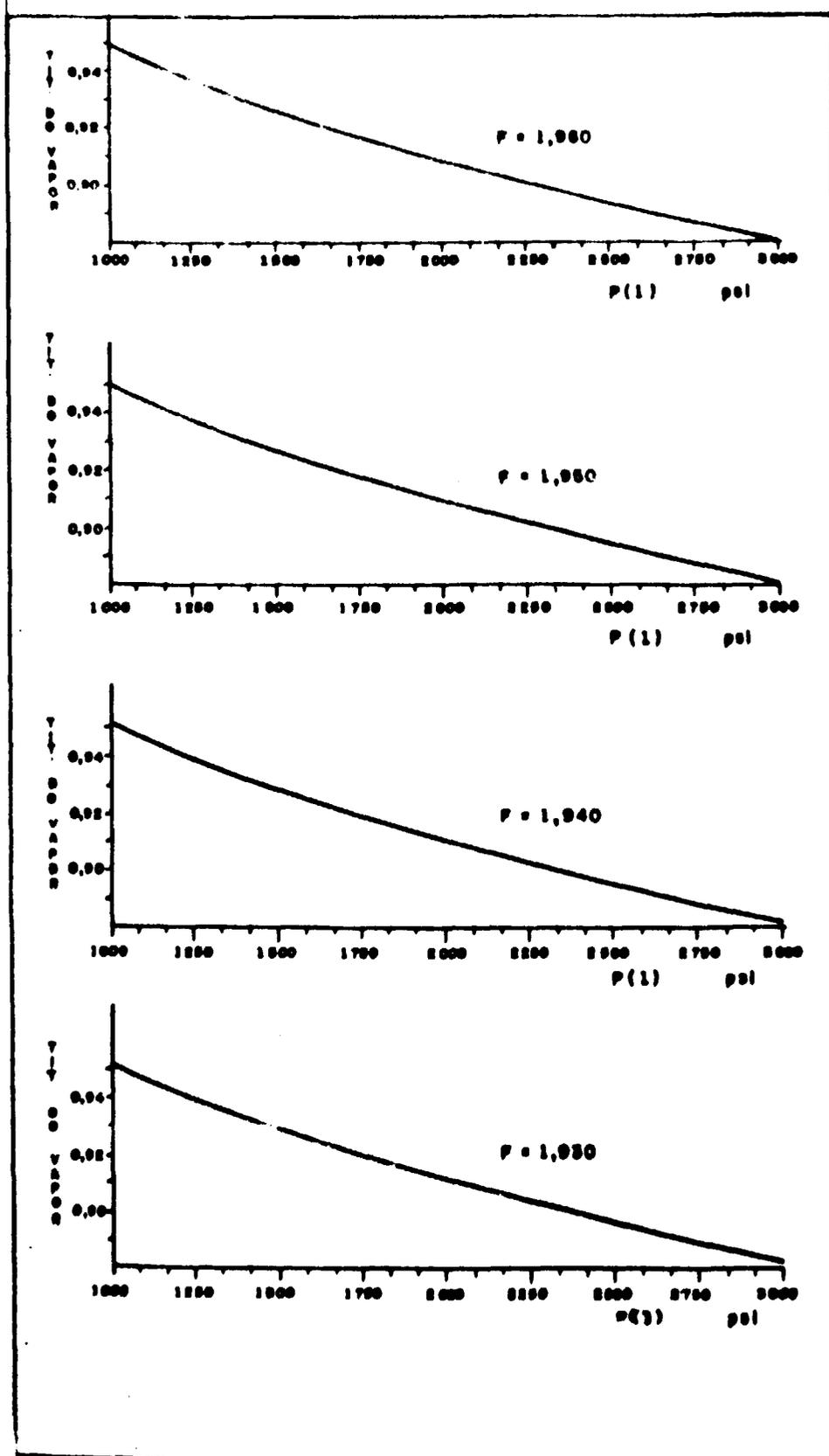


Figura 6.4 – Título do vapor em função da pressão  $p(1)$ . ( $P(4) = 40$  psi).

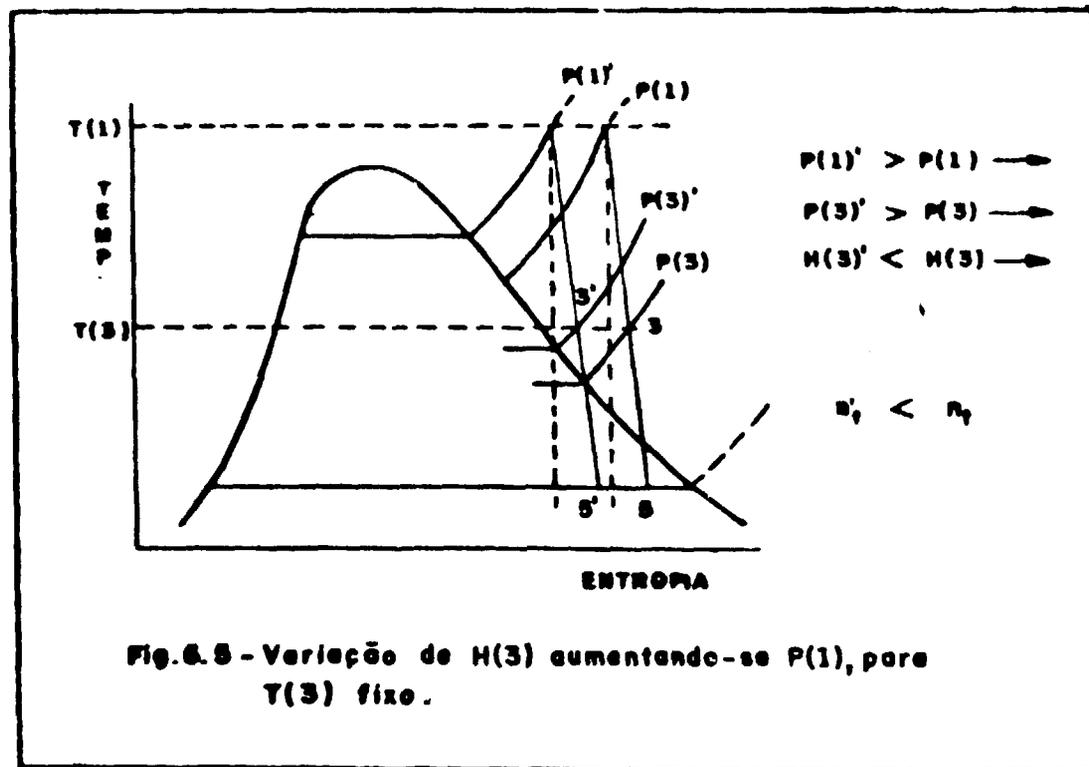


Figura 6.5 — Variação de  $H(3)$  aumentando-se  $P(1)$ , para  $T(3)$  fixo.

Tabela VI.1

Dados dos Pontos de Convergência Correspondentes às Curvas das Figuras 6.3 e 6.4 (2ª Iteração do Programa Digital)

F	Rendimento %	Pressão $P(1)_{\text{psi}}$	Título do Vapor
1,930	68,85	1383	0,934
1,940	69,40	1750	0,918
1,950	69,90	2250	0,901
1,960	70,35	2833	0,884

dentro das condições impostas ( $\text{Tit.} = 0,900$ ). Procedeu-se, então, à terceira iteração do programa digital, com as seguintes variações para  $F = P(1)$ : 1,950 a 1,955, com passo de 0,001, e 2200 psi a 2800 psi, com passo de 50 psi, respectivamente. Os resultados são mostrados nas Figuras 6.6 e 6.7.

Os pontos de convergência da Figura 6.6. e os títulos de vapor respectivos obtidos da Figura 6.7 são agrupados na Tabela VI.2.

Tabela VI.2

Dados dos Pontos de Convergência Correspondentes às Curvas das Figuras 6.4 e 6.6 (3ª Iteração do Programa Digital)

F	Rendimento %	Pressão $P(1)$ psi	Título do Vapor
1,950	69,91	2260	0,9015
1,951	69,96	2310	0,9000
1,952	70,01	2370	0,8975
1,953	70,06	2430	0,8960
1,954	70,10	2490	0,8940
1,955	70,15	2550	0,8930

Dos valores mostrados na Tabela VI.2, concluiu-se que o resultado ótimo para o sistema deve ocorrer em torno de  $F = 1,951$ , onde o título do vapor corresponde ao mínimo aceito, ou seja  $\text{Tit} = 0,900$ .

Entretanto, procedeu-se a uma última iteração do programa digital para  $F = 1,950, 1,951$ , e  $1,952$ , variando-se a pressão  $P(1)$  em intervalos menores, isto é, de 2250 psi a 2380 psi de 5 em 5 psi. Os resultados estão indicados na Tabela VI.3.

Tabela VI.3

Dados do Ciclo de Vapor Referente a 4ª Iteração do Programa Digital.  $P(4) = 40$  psi

F	Pressão $P(1)$ psi	Rendimento de Referência $n_r$ %	Rendimento Calculado $n_c$ %	$n_c - n_r$ %	Título do Vapor
1,950	2250	69,92	69,91	-0,01	0,902
	2255	69,91	69,91	0,0	0,901
	2260	69,91	69,91	0,0	0,901
	2265	69,92	69,92	0,0	0,901
	2270	69,91	69,92	0,01	0,901
1,951	2300	69,97	69,96	-0,01	0,900
	2305	69,96	69,96	0,0	0,900
	2310	69,96	69,96	0,0	0,900
	2315	69,96	69,96	0,0	0,900
	2320	69,96	69,96	0,0	0,899
	2325	69,96	69,97	0,01	0,899
1,952	2360	70,02	70,01	-0,01	0,898
	2365	70,01	70,01	0,0	0,898
	2370	70,01	70,01	0,0	0,898
	2375	70,01	70,01	0,0	0,898
	2380	70,00	70,01	0,01	0,898

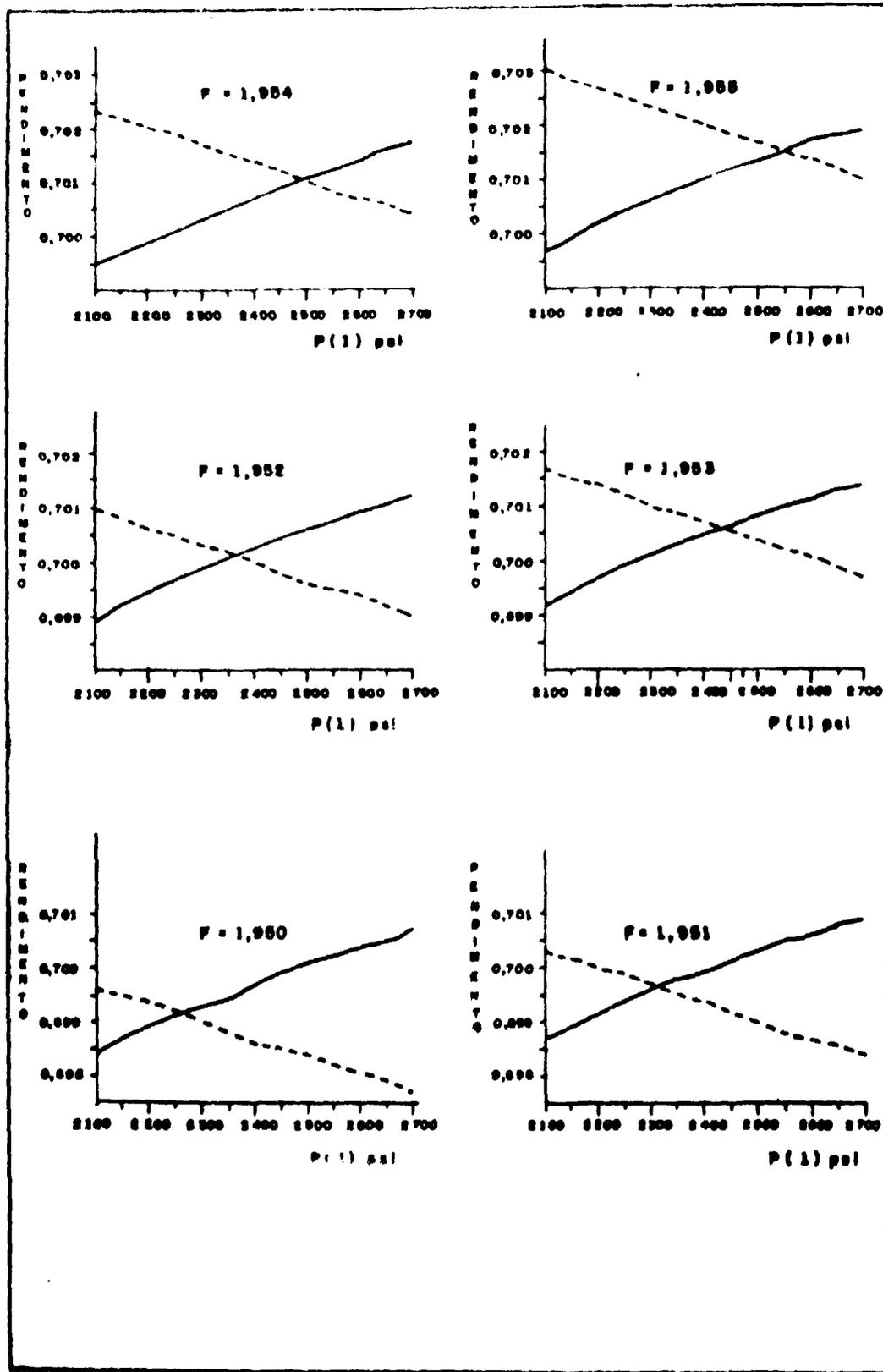


Figura 6.6 -- Rendimento do ciclo de vapor em função da pressão  $P(1)$ . ( $P(4) = 40$  psi) (rendimento referen.: - - - -) (rendimento calculado: \_\_\_\_\_)

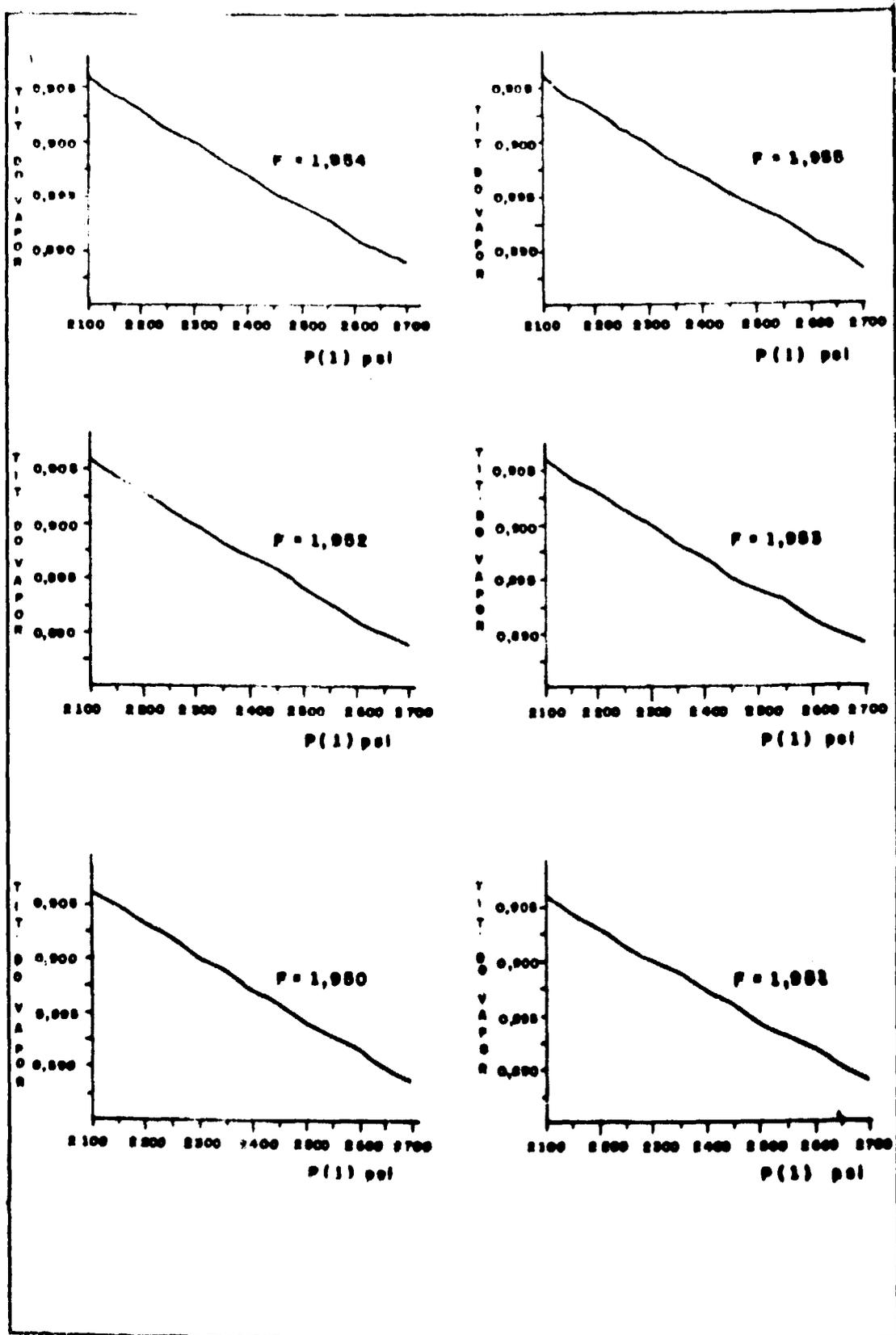


Figura 6.7 -- Título do vapor em função da pressão  $P(1)$  ( $P(4) = 40$  psi).

Da Tabela VI.3 conclui-se que o maior valor de F para o qual o título do vapor corresponde ao mínimo aceitável ( $= 0,900$ ) é de fato 1,951. Mas, tal valor do título ocorre para três valores de pressões no ponto 1: 2305 psi, 2310 psi e 2315 psi. Tomou-se o valor médio para o resultado final, isto é,  $P(1) = 2310$  psi.

#### 6.4 – Resultados Finais

Os parâmetros finais do ciclo de vapor, e da U.X.A. adaptados estão indicados nas Tabelas VI.4 e VI.5, respectivamente.

Em analogia à Tabela III.7, construiu-se a Tabela VI.6, agrupando-se os dados referentes aos Trocadores de Calor e Gerador de Vapor do complexo nuclear-industrial PR-3000 – U.X.A.

**Tabela VI.4**

**Dados Finais do Ciclo de Vapor do Complexo  
Nuclear Industrial PR-3000 – U.X.A.**

Ponto	Estado do Fluido	Taxa de Fluidez Lbm/s	Pressão psi	Temperatura °F	Entalpia BTU/Lbm
1	Vapor super aquec.	1131,5	2310,0	1121,3	1541,3
2	"	1131,5	2242,7	1110,2	1536,2
3	"	464,2	273,0	608,2	1320,9
4	"	211,9	40,0	311,5	1192,5
5	Vapor saturado	455,4	0,5	79,6	991,2
6	Líquido saturado	667,3	0,5	79,6	47,6
8	Líquido comprim.	464,2	100,0	77,0	45,0
10	Vapor saturado	1131,5	100,0	267,2	236,0
11	Líquido comprim.	1131,5	100,0	257,2	225,8
12	Líquido comprim.	1131,5	2310,0	257,2	235,0
<b>Título do Vapor</b>					<b>0,900</b>
<b>Rendimento</b>					<b>0,6996</b>
<b>Potência elétrica</b>					<b>444,1 MW</b>

Tabela VI.5

Dados da Usina de Xisto acoplada ao Reator PR-3000

Processamento .....	218.500	ton/d
Nº de retortas .....	31	
Produtos:		
1. Óleo composto .....	15190,5	m <sup>3</sup> /d
2. G.L.P. ....	936,5	ton/d
3. Nafta leve .....	899,4	m <sup>3</sup> /d
4. Gás combustível .....	2829,0	ton/d
5. Enxofre .....	1736,4	ton/d
Consumo:		
Taxa de calor para processo .....	1421,1	MW
Taxa de vapor (T = 608,2°F, P = 273 psi) .....	758	ton/h
Energia elétrica .....	429,2	MW
Percentual de energia líquida consumida:		
$2980,8 \div (1,951 \times 4923,0) \times 100$ .....	31,03%	

Tabela VI.6

Dados dos Trocadores de Calor e Geradores de Vapor do Complexo PR-3000 - U.X.A.

Potência térmica do reator .....	2980,8	MW <sub>t</sub>
Aumento de temperatura no cerne do reator .....	280 - 980	°C
Queda de temperatura nos trocadores de calor .....	950 - 250	°C
Taxa média de fluidez do Hélio .....	820	kg/s
Calor máximo fornecido no intervalo de alta temperatura: 950 - 616,3°C .....	1421,1	MW
Nº de trocadores de calor I .....	8	
Calor máximo fornecido no intervalo de baixa temperatura: 616,3°C - 250°C .....	1559,7	MW
Taxa de vapor produzido .....	1847,7	ton/h
Quantidade de vapor usada no processo		
Petrosix .....	758,	ton/h
Nº de geradores de vapor .....	4	

## 6.5 – CONCLUSÕES E COMENTÁRIOS FINAIS

### 6.5.1 – Conclusões

Os resultados obtidos, resumidos nas Tabelas VI.4, VI.5, VI.6, indicam, em primeira aproximação, a viabilidade termodinâmica do acoplamento proposto entre o PR-3000 e a U.C.X. de produção extrapolada.

É interessante notar a semelhança entre os dados obtidos para o sistema acoplado proposto e os correspondentes para um sistema composto do mesmo reator, aplicado na reforma do carvão. Para o caso do xisto, a temperatura máxima exigida é de 700°C (Petrosix) e para a reforma do carvão é de 850°C. A comparação pode ser ilustrada pelo exame das Tabelas VI.6 e III.7, aquela para o xisto e esta para o carvão.

O balanço líquido de energia para o sistema é dado pelo fator  $P_c$  descrito pela equação  $P_c = \frac{E_c}{E_p} \times 100$  (Cap. 5 – ítem 5.5.1) que fornece a razão entre energia total gasta (produzida pelo reator nuclear) e a energia potencial latente na forma de combustível fóssil e enxofre produzidos. Para o sistema acoplado, o fator  $P_c$  é de 31,03% que é substancialmente menor que para o sistema convencional auto-alimentado (Petrosix) e descrito no Capítulo 4 ( $P_c = 36,7\%$ ). A principal razão desta vantagem reside no aumento da eficiência na produção de energia elétrica.

A utilização do reator como fonte de energia, possibilita uma economia de gás combustível da ordem de 2.829 ton/dia e de óleo composto da ordem de 2.341 m<sup>3</sup>/dia. A economia anual de óleo seria de 5,3 milhões de barris.

A produção da U.C.X. acoplada ao PR-3000, seria da ordem de 95.500 barris/dia o que corresponde a 55,5% da atual capacidade de produção de petróleo do País, a saber, 172.000 barris/dia.

Nesta primeira aproximação para resolver o problema do acoplamento, não foram considerados os erros que acompanham os resultados, pois não existem dados mais detalhados disponíveis sobre o reator PR-3000 e a U.C.X.; pode-se, entretanto, estimar o desvio dos parâmetros calculados no ciclo de vapor, quando da utilização das sub-rotinas do programa digital. Esse desvio é da ordem de 0,01%. Uma análise mais rigorosa dos erros torna-se relevante somente com a definição exata das características mecânicas dos componentes do sistema secundário da usina PR-3000.

### 6.5.2 – Recomendações

Em vista dos resultados obtidos, torna-se interessante analisar o mesmo circuito sob novas condições de contorno ou seja, levando em consideração fatores que afetam o rendimento do complexo, tais como, o rendimento real dos trocadores de calor, das bombas e do condensador, a colocação de um maior número de aquecedores regenerativos, o emprego de reaquecimento do vapor etc. Sob essas novas premissas, torna-se imperativo que se faça um estudo econômico em paralelo, pois, a viabilidade final do projeto só será conclusiva após provada esta viabilidade econômica. Apesar da economia de combustível fóssil, a grande dúvida recai sobre a necessidade de grandes investimentos de capital na construção do reator de alta temperatura para o sistema acoplado proposto.

### 6.5.3 – Comentários Finais

O consumo de energia pela humanidade assumiu tais proporções, que as reservas de combustíveis fósseis, antes consideradas ilimitadas, vão desaparecendo gradativamente. Assim aconteceu com as grandes reservas florestais, e, hoje, pode-se aceitar, com pequena restrição, a fatalidade do esgotamento próximo das jazidas petrolíferas.

Neste contexto, o carvão torna-se cada vez mais o substituto potencial para a próxima geração de energia carboidrogênica contudo, desnecessário é enfatizar a importância que se atribui à energia de fissão nuclear como complemento vital para as próximas cinco décadas ou mais. O desdobramento dos atuais reatores de fissão térmica em reatores conversores avançados que operam no ciclo do tório e os super-regeneradores ("breeders") que operam no ciclo de urânio-plutônio aumentará de um fator de setenta as reservas de energia nuclear potencial armazenada nos elementos Th-232 e U-238.

*A energia solar e a fusão controlada representarão, talvez, as últimas fontes de energia para a humanidade. O domínio destas duas fontes elevará para bilhões de anos o período da sua esgotabilidade, isto é, assegurará ao homem uma fonte perene de energia.*

Contudo, enquanto a última etapa não se concretiza, a necessidade do combustível fóssil leva ao aproveitamento potencial da maior reserva de carboidratos da Terra, o xisto pirobetuminoso. Na extração do seu óleo é importante economizar a sua própria utilização. O presente trabalho cumpre a primeira etapa de um enfoque particular, a substituição da queima do óleo de xisto pelo calor nuclear.

## APÊNDICE I

### FATORES DE CONVERSÃO DE UNIDADES

1)	1 barril	=	159 litros
2)	1 ton	=	1 ton métrica = 1.000 Kg
3)	1 cal	=	4,187 joules
4)	1 watt	=	$9,4770 \cdot 10^{-4}$ B.T.U./s
5)	1 B.T.U.	=	1055,0 joules
6)	1 Kg	=	2,2046 lbrn
7)	1 lbrn	=	0,4536 Kg
8)	1 atm	=	14,70 lbf/pol <sup>2</sup>
9)	1 bar	=	14,5038 psi
10)	1°F	=	1,8°C + 32
11)	1 lbf/pol <sup>2</sup> pés	=	0,185027 B.T.U.

OBS.: Os fatores de conversão de unidades, salvo os dois primeiros, foram extraídos da Referência 17.

## APÊNDICE 2

### FINALIDADES DAS SUB-ROTINAS

As sub-rotinas usadas na resolução do ciclo de vapor são baseadas nas equações indicadas na Referência 36, e foram adaptadas para a linguagem Fortran IV por Morischita, H.M.

Essas sub-rotinas fazem os seguintes cálculos:

1. Sub-rotina CALTS (II,I) - dado a pressão, calcula a respectiva temperatura de saturação.
2. Sub-rotina CAHLS (II,IF) - dado a temperatura, calcula a entalpia do líquido saturado.
3. Sub-rotina CASLS (II,IF) - dado a temperatura, calcula a entropia do líquido saturado.
4. Sub-rotina PIAS (II,IF) - dado a pressão e temperatura do vapor super-aquecido (inclusive vapor saturado) calcula a sua entalpia e entropia.
5. Sub-rotina PRE (II,IF) - dado a temperatura, calcula a respectiva pressão de saturação.
6. Sub-rotina ENTA (K,NT) - dado a pressão e a entropia do vapor superaquecido, calcula a sua temperatura de entropia.
7. Sub-rotina MOLI 8(I,X) - dado a entropia calcula a entalpia de uma transformação isoentrópica.
8. Sub-rotina MOLI 7(II,I2) - dado a pressão e a entalpia do vapor superaquecido, calcula a temperatura e a entropia do ponto.
9. Sub-rotina MOLI 9(I) - dado a pressão e a temperatura do vapor superaquecido, calcula o volume específico do ponto.
10. Sub-rotina VAPO (B,NG,X,Y) - dado X, calcula o valor de um polinômio.

### APÊNDICE 3

Listaem do Programa Digital para a Otimização Térmica do Complexo  
Nuclear Industrial PR-3000 - U. X. A.

Tabela A.1

Equivalência de Nomenclatura

Nomenclatura Usada:			
No texto	No programa digital	No texto	No programa digital
Circuito primário do reator		Ciclo de vapor	
$Q_r$	QR	$\Delta H_1$	DH1
$Q_{I1}$	QI(1)	$\Delta H_2$	DH
$Q_{I2}$	QI(2)	$\Delta F_1$	DH3
$Th_1$	TH2	E	E1
$Th_2$	TH2	$E_2$	E2
$Th_3$	TH3	$F_a$	FA
$Q_{gv}$	QGV	$m_1$	VMT
$C_{ph}$	CPH	$m_3$	XM3
$\dot{m}_h$	HEM	$m_4$	RM4
$E_r$	ER	$\eta_c$	REND
		$\eta_t$	RENDI
		Tit	TIT
Circuito do gás de proc.			
		Rt	RT
$m_g$	GM		
$C_{pg}$	CPG		
$T_{g1}$	TG1		
$T_{g2}$	TG2		
$\dot{m}_x$	XM31		

```

C
C
C   PROGRAMA ESCRITO POR ROBERTO T. PESSINE   I.E.A.   JANEIRO 1977
C
0001  COMMON/BLOCK 1/P(40),T(40),H(40),S(40)
0002  COMMON/BLOCK 2/PS(40),TS(40)
0003  COMMON/BLOCK 3/ILS(40),SES(40)
0004  COMMON/BLOCK 4/PM(40),HP,SM(40),TMI(40)
0005  COMMON/BLOCK 5/P1(40),ST,HF(40),HG(40),SF(40),SG(40),H(40),T(40)
0006  COMMON/BLOCK 6/A(40),S2,B(40),C(40)
0007  COMMON/BLOCK 7/A1(40),B1(40)
0008  COMMON/BLOCK 8/TLS1(40),HLS(40)
0009  COMMON/BLOCK 9/A2(40),B2(40),C2
0010  DIMENSION PP(40),PA(40),FR(40),HL(40),QI(50),QII(50)
C   RESOLUCAO DO CIRCUITO PRIMARIO DO REATOR PR3000 E DO CICLO
C   DO GAS DE PROCESSO DA USINA DE XISTO ACPLADA
C   DADOS DO REATOR PR3000 SISTEMA MKS
C   POTENCIA=QR=2980.8 MWATT
C   CIRCUITO DE HELIO PRES AU = 40. BAR   TEMP. DE SAIDA DO CORE =THI=950.0
C   TEMP. DE ENTR. NO CORE THA =250.0 CALOR ESPECIFICO DO HELIO 40 INT.
C   T=100 C A T=1000 C CPH=5199.0 BAR A P=100 BAR   CPH=193.0 J/KG°C
C   MASSA DE HELIO HE =820.0 KG/SEG.
C   DADOS DO GAS DE FIROLISE SISTEMA MKS
C   TEMP. DE ENTRADA =TG1=160.0
C   TEMP. DE SAIDA=TG2=700.0
C   CALOR ESPECIFICO DO GAS = CPG=1926.0 J/KG C
C   MASSA DE GAS GSM = KG/SEG
0011  QR=2980.8
0012  THI=950.0
0013  THA=250.0
0014  HE=820.0
0015  TG1=160.0
0016  TG2=700.0
0017  CPH=5199.0
0018  CPG=1926.0
C   DADOS DA USINA COMERCIAL DE XISTO PROJETADA PELA SIX SISTEMA MKS
C   PROCESSAMENTO =F=112000.0 TON/DIA
C   PRODUCAO DE OLEO BARI=48970.0 BARRIS/DIA
C   CONSUMO CALOR GASTO NA RETORTAGEM QI(1)= 728.4 MWATT
C   TAXA DE VAPOR CONSUMIDA XM31= 388.5 TON/ORA
C   EFICIENCIA CONSUMIDA EI= 220.0 MWATT
0019  QI(1)=728.4
0020  XM31=388.5
0021  EI=220.0
0022  BARI=48970.0
C   DADOS DA USINA DE XISTO ACPLADA AO PR3000 SISTEMA MKS
C   PROCESSAMENTO =F=112000.0 TON/DIA
C   PRODUCAO DE OLEO BAR2=F*BARI BARRIS/DIA
C   CONSUMO CALOR GASTO NA RETORTAGEM QI(2)=F*QI(1) MWATT
C   TAXA DE VAPOR CONSUMIDA XM3=F*XM31 KG/SEG
C   EFICIENCIA CONSUMIDA E2=F*EI MWATT
C   F=FACTOR DE PROPORCIONALIDADE
C   BALANCO DE ENERGIA DO COMPLEXO
C   QR=QI(2)/K1+CGV/K2 SENDO K1 E K2 EFICIENCIAS DO TROCADOR DE CALOR
C   E GERADOR DE VAPOR RESPECT.
C   A EFICIENCIA DO CICLO DE VAPOR = REND =EN. UTIL/EN.DISPONIVEL
C   REND =(Q I(2)+E3)/CGV ,ONDE E3=F2+ER ,FR=ENERGIA CONSUMIDA PEL
C   REATOR ER=15.0 MWATT
0023  ER=15.0

```

```

C      BALANÇO DE CALOR Q9= QI(1)*F*(1+QV)*K2
C      TOMA-SE K1=K2=1.0
C      VARIACAO DE F
0024      F=1.92
0025      DO 10 I=1,4
0026      F=F*0.01
C      PRODUCAO DA USINA DE XISTO BARRIS/DIA
0027      BAR2=F*BAR1
C      CONSUMO DA USINA DE XISTO ACOPLADA AO PR3000 UNIDADE MKS
0028      QI(2)=F*QI(1)
0029      XM32=F*XM31
0030      E2=F*E1
0031      GM=QI(2)*1000000./ICPG*(TG2-TG1)
C      CALCULO DA TEMP DE SAIDA DO HELIO DO TROCADOR DE CALOR TH2
C      TH2 GRAUS CENTIGRADOS
0032      TH2=950.0-QI(2)*1000000./IHEM*CPH)
C      CALOR TROCADO NO GERADOR DE VAPOR QGV MWATT
0033      QG1=2*10.8-QI(2)
0034      WRITE(6,33)
0035      33 FORMAT(1H1,5HUSINA,3X,2HDE,3X,5HXISTO,3X,9HACOPLADA,2X,2HAD,3X,6HP
1R3000)
0036      WRITE(6,34) BAR2,F,GM
0037      34 FORMAT(1H0,5HBAR2=,F8.1,1X,10HBARRIS/DIA,4X,2HF=,F6.3,3X,3HGM=,F10
1.3,6HKG/SEG)
0038      WRITE(6,35)QI(2),XM32,E2
0039      35 FORMAT(1H0,6HQI(2)=,F7.2,1X,5HMMWATT,3X,5HXM32=,F6.2,1X,5HTON/H,5X,
13HE2=,F8.3,1X,5HMMWATT)
0040      WRITE(6,36)QG1,TH2
0041      36 FORMAT(1H0,4HQG1=,F7.2,1X,5HMMWATT,5X,4HTH2=,F6.1,1X,5HGRAUS,1X,7HC
1ELCIUS)
C      RESOLUCAO DO CICLO DE VAPOR
C      DADOS DE ENTRADA UNIDADES INGLESAS
C      CALOR DO GERADOR DE VAPOR EM BTU/SEG
0042      QGV=QG1*947.7
C      TEMP. TH2 EM GRAUS FARENH.
0043      TH2F=TH2*1.8+32.C
C      TEMPERATURA DO VAPOR NO PONTO 1 G FAREN
0044      T(1)=TH2F-20.0
C      MASSA DE VAPOR XM3 EM LBM/SEG
0045      XM3=XM32*0.5123688
0046      T(5)=80.0
0047      P(5)=0.50
0048      RT=0.80
C      VARIACAO DA PRESSAO DA AGUA NO PONTO 1
0049      PP1=750.
0050      DO 10 I=1,9
0051      PP1=PP1+250.C
0052      P(1)=PP1
C      CALCULO DE P(2) E T(2) ,SEGUNDO O CRITERIO ABATXO
0053      P(2)=P(1)/1.23
0054      T(2)=T(1)/1.C1
C      SUBROTINA PIAS DADO P E T CALCULA H E S NOS PONTOS 1 E 2
0055      CALL PIAS(1,2)
C      EXPANSAO ISOENTROPICA DO VAPOR PONTO 3
C      EXTRACAO DE VAPOR PARA A USINA DE XISTO
0056      PX3=70.0
0057      DO 11 J=1,320
0058      PX3=PX3+1.0

```

```

0059      P(3)=PX3
          C      CALCULO DE HF,HG,SF,SG  HF ENTALPIA DO LIQUIDO SATURADO
          C      HG ENTALPIA DO VAPOR SATURADO  SF ENTROPIA DO LIQ SAT
          C      SG ENTROPIA DO VAPOR SATURADO
          C      SUBROTINA CALTS DADO P CALCULA TEMP DE SATURACAO
0060      PS(3)=P(3)
0061      CALL CALTS(3,3)
0062      T(3)=TS(3)
          C      SUBROTINA CAHLS DADO TS CALCULA H DO LIQUIDO SATURADO
0063      TLS(3)=TS(3)
0064      CALL CAHLS(3,3)
0065      HF(3)=HLS(3)
          C      SUBROTINA CASLS DADO T LIQ.SAT. CALCULA S DO LIQUIDO SATURADO
0066      TLS(3)=TS(3)
0067      CALL CASLS(3,3)
0068      SF(3)=SLS(3)
0069      CALL PIAS(3,3)
0070      HG(3)=H(3)
0071      SG(3)=S(3)
0072      ST=S(2)
0073      P(3)=P(3)
0074      CALL MOLIB(3,HL(3))
          C      CALCULO DE H(3) LEVANDO-SE EM CONTA O RENDIMENTO DA TURBINA
0075      H(3)=H(2)*RT+(1-RT)*H(1)
          C      SUBROT. MOLIT DADO P E H CALCULA T E S DO VAPOR SUPERAQUECIDO
0076      PM(3)=P(3)
0077      HM=H(3)
0078      CALL MOLIT(3,3)
0079      T(3)=TM(3)
0080      IF (T(3)-600.0)11,12,12
0081      11 CONTINUE
0082      12 CONTINUE
          C      CALCULO DO RENDIMENTO TEORICO RENDI
0083      RENDI=(XM3*H(3)+(E*+ER)*947.7)/QGV
          C      EXPANCAO ISOENTROPICA DO VAPOR ATE PCNTC 5
          C      CALCULO DE HG HF SG SF NA LINHA DE P(5)
0084      PS(5)=P(5)
0085      CALL CALTS(5,5)
0086      T(5)=TS(5)
0087      TLS(5)=TS(5)
0088      CALL CAHLS(5,5)
0089      HF(5)=HLS(5)
0090      TLS(5)=TS(5)
0091      CALL CASLS(5,5)
0092      SF(5)=SLS(5)
0093      CALL PIAS(5,5)
0094      HG(5)=H(5)
0095      SG(5)=S(5)
0096      ST=S(2)
0097      P(5)=P(5)
0098      CALL MOLIB(5,HL(5))
          C      CALCULO DE H(5) LEVANDO-SE EM CONTA O RENDIMENTO DA TURBINA
0099      H(5)=HL(5)*RT+(1-RT)*H(2)
          C      CALCULO DO TITULO DO VAPOR
0100      TIT=(H(5)-HF(5))/(HG(5)-HF(5))
0101      T(6)=T(5)
0102      P(6)=P(5)
0103      H(6)=HF(5)

```

```

0104      WRITE(6,19)
0105      19 FORMAT(1H0,7(/),1X,5HCICLO,5X,2HDE,5X,5HVAPOR)
0106      WRITE(6,19)
0107      19 FORMAT(1H0,1(/),1X,8HUNIC JES,9X,3HPSI,9X,5HGKAJS,1X,5HFAREN,6X,7
1HATU/LBN)
0108      WRITE(6,20)P(1),T(1),H(1)
0109      WRITE(6,21)P(2),T(2),H(2)
0110      20 FORMAT(1H0,9HPONTO(1)=,3X,5HP(1)=,F8.3,3X,5HT(1)=,F8.3,3X,5HH(1)=,
1F8.3)
0111      21 FORMAT(1X,9HPONTO(2)=,3X,5HP(2)=,F8.3,3X,5HT(2)=F8.3,3X,5HH(2)=,F8
1.3)
0112      WRITE(6,37)RENDI
0113      37 FORMAT(1X,6HRENDI=,F6.4)
C
C   CALCULO DA PRESSAO OTIMA DE EXTRACAO DO VAPOR P/ REAQUECIMENTO
C   VARIACAO DA PRESSAO NO PONTO 4 DE 50 A 350 PSI (PASSO 50 PSI)
0114      PK4=20.0
0115      D=10 K=1.3
0116      PK4=PK4+D
0117      P(4)=PK4
C
C   CALCULO DE HG HF SG SF NA LINHA DE P(4)
0118      PS(4)=P(4)
0119      CALL CALYS(4,4)
0120      T(4)=TS(4)
0121      TLS(4)=T(4)
0122      CALL CAHLS(4,4)
0123      HF(4)=HLS(4)
0124      TLS(4)=T(4)
0125      CALL CASLS(4,4)
0126      SF(4)=SLS(4)
0127      CALL PIAS(4,4)
0128      HG(4)=H(4)
0129      SG(4)=S(4)
0130      ST=S(2)
0131      P(4)=P(4)
0132      CALL MOLIR(4,HL(4))
C
C   CALCULO DE H(4) LEVANDO-SE EM CONTA O RENDIMENTO DA TUBERIA
0133      H(4)=HL(4)*RT*(1-RT)*H(2)
C
C   SUBROTINA MOL17 DADO P E H CALCULA T E S DO VAPOR SUPERAQUEC. 17
0134      PH(4)=P(4)
0135      HM=H(4)
0136      CALL MOL17(4,4)
0137      T(4)=TMI(4)
0138      P(10)=P(4)
0139      T(10)=T(4)
0140      H(10)=HF(4)
C
C   CALCULO DE T(11)
0141      T(11)=T(10)-10.C
0142      P(11)=100.0
C
C   SUBROTINA CAHLS DADO T(11) CALCULA H(11)-DO LIQ. SATURADO, QUE E
/   APROXIMADAMENTE IGUAL AO H DO LIQUIDO COMPRIMIDO NO PONTO 11
0143      TLS(11)=T(11)
0144      CALL CAHLS(11,11)
0145      HF(11)=HLS(11)
0146      H(11)=HF(11)
C
C   CALCULO DAS FLUNCCES NO PONTO 12
0147      T(12)=T(11)
0148      P(12)=P(11)
C
C   CALCULO DO TRABALHO DAS BOMBAS

```

```

C      FA= FATOR DE CORRECAO DE UNIDADE
C      FA= 0.19504 (PCL/FT)**2*57C/(1.3F*F7)
0149      FA=0.19504
0150      AA=0.014775
0151      BB=C.000278
0152      IF(P(1)-300)1,1,2
0153      1 DH1=(0.000003*P(1)**2+C.0171*P(1))-1.741*FA
0154      DHT=DH1
0155      GO TO 5
0156      2 DH1=0.69
0157      IF(P(1)-1900)3,3,4
0158      3 DH2=(0.00001935*P(1)**2+C.01773*P(1))-5.4942)*FA
0159      DHT=DH1+DH2
0160      GO TO 5
0161      4 DH2=6.05
0162      DH3=AA/BB*FA*(EXP(BB*P(1))-1.6493)
0163      DHT=DH1+DH2+DH3
0164      5 H(12)=H(11)+DHT
C      CALCULO DA MASSA TOTAL DE VAPOR VMT
0165      VMT=QGV/(H(11)-H(12))
C      PONTO 7
0166      H(7)=H(6)+0.31
0167      P(7)=100.0
C      MASSA DE VAPOR QUE SE DIRIGE A USINA DE NISTO XW3
C      PONTO 8 MASSA AMB DADOS DE P(8),T(8),H(8) CONHECIDOS
0168      XW3=XW3
0169      T(8)=77.
0170      H(8)=45.
0171      P(8)=P(7)
C      PONTO 9 CALCULO DE H(9)
0172      H(9)=(VMT-XW3)*H(7)+XW3*H(8)/VMT
C      PONTO 4 CALCULO DA MASSA RM4
0173      RM4=(VMT*(H(11)-H(9)))/(H(4)-H(10))
C      CALCULO DA ELETRICIDADE
0174      IF(P(3)-P(4))14,14,15
0175      14 E=VMT*(H(2)-H(4))+(VMT-RM4)*(H(4)-H(3))+(VMT-RM4-XW3)*(H(3)-H(5))
0176      GO TO 16
0177      15 E=VMT*(H(2)-H(3))+(VMT-XW3)*(H(3)-H(4))+(VMT-RM4-XW3)*(H(4)-H(5))
0178      16 CONTINUE
C      CALCULO DO RENDIMENTO TOTAL
0179      REND=(E+XW3*H(3))/QGV
0180      DELTA=REND-RENDI
0181      F=0.001255*E
0182      WRITE(6,22)P(4),T(4),H(4)
0183      22 FORMAT(1MC,9HPONTO(4)=,3X,5HP(4)=,F8.3,3X,5HT(4)=,F8.3,3X,5HH(4)=,
1F8.3)
0184      WRITE(6,23)P(3),T(3),H(3)
0185      WRITE(6,24)P(5),T(5),H(5)
0186      WRITE(6,25)P(6),T(6),H(6)
0187      WRITE(6,26)P(7),T(7),H(7)
0188      WRITE(6,27)P(10),T(10),H(10)
0189      WRITE(6,28)P(11),T(11),H(11)
0190      WRITE(6,29)P(12),T(12),H(12)
0191      WRITE(6,30)TIT,REND,E
0192      WRITE(6,31)VMT,XW3,RM4
0193      WRITE(6,32) DELTA
0194      23 FORMAT(1X,9HPONTO(3)=,3X,5HP(3)=,F8.3,3X,5HT(3)=,F8.3,3X,5HH(3)=F4
L.3)

```

```
FCRTRAN IV G LEVEL 21          MAIN          DATE = 77068          10/05/16

0195          24 FORMAT(1X,9HPONTO(5)=,3X,5HP(5)=,F8.3,3X,5HT(5)=,F8.3,3X,5HH(5)=F8
              1.3)
0196          25 FORMAT(1X,9HPONTC(6)=,3X,5HP(6)=,F8.3,3X,5HT(6)=,F8.3,3X,5HH(6)=F8
              1.3)
0197          26 FORMAT(1X,9HPONTC(8)=,3X,5HP(8)=,F8.3,3X,5HT(8)=,F8.3,3X,5HH(8)=F8
              1.3)
0198          27 FORMAT(1X,10HPONTO(10)=,2X,6HP(10)=,F8.3,2X,6HT(10)=,F8.3,2X,6HH(1
              10)=,F8.3)
0199          28 FORMAT(1X,10HPONTO(11)=,2X,6HP(11)=,F8.3,2X,6HT(11)=,F8.3,2X,6HH(1
              11)=,F8.3)
0200          29 FORMAT(1X,10HPONTO(12)=,2X,6HP(12)=,F8.3,2X,6HT(12)=,F8.3,2X,6HH(1
              12)=,F8.3)
0201          30 FORMAT(1X,4HTIT=,F8.3,3X,5HREND=,F8.4,3X,2HE=,F8.3,5HMMWATT)
0202          31 FORMAT(1X,4HVMT=,F8.3,3X,4HXM3=,F8.3,3X,4HRM4=,F8.3,7HLBM/SEG)
0203          32 FORMAT(1X,6HDELTA=,F7.4)
0204          10 CONTINUE
0205          STOP
0206          END
```

**ABSTRACT**

Some thermodynamic aspects of a resulting system, from the coupling of a THTR nuclear power plant type (Thorium High Temperature Reactor) and a commercial shale oil processing plant are studied.

The coupling is basically characterized by the application of all available energy from the nuclear reactor to the shale oil processing. The nuclear reactor employed is a PR-3000, with 2980,8 MWt, developed in the Federal Republic of Germany for process heat applications (coal and steam reforming to produce reducers and products similar to the derivatives of the petroleum). The commercial shale oil plant considered (U.C.X.) uses the Petrosix process developed by the Superintendência da Industrialização do Xisto (S.I.X.) of Petrobrás.

Some flow diagrams are proposed for the coupling between the basic cycle of PR-3000 reactor with hot gas cycle of U.C.X. For a pre-determined flow diagram and boundary conditions the thermodynamic parameters that lead to a maximum efficiency of the system were established.

The commercial shale oil plant must be redesigned in order to use all energy given by the PR-3000 and upgraded to produce 95.500 barrel/day. By comparing this system with the conventional feed-back method employed by U.C.X. it was proven to save  $5,3 \cdot 10^6$  barrel/year.

Also the main steam cycle parameters of PR-3000 reactor are determined, including those for the main heat exchanger, with data are similar to the corresponding steam and coal reforming system used in process heat application of the PR-3000.

---

**REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

1. ASTIER, J. Perspectives offertes par l'énergie nucléaire en sidérurgie. [ Trabalho apresentado no 30º Congresso anual da ABM - Rio de Janeiro, Junho 1975 ]
2. BATISTA, P. N. Perspectivas abertas ao Brasil com a aquisição de tecnologia nuclear. [ III Seminário de Dirigentes de Empresas de Energia Elétrica ]. *Revta bras. Energia Elétrica*, Rio de Janeiro (31):43-58, jul/set. 1975.
3. BIGARELLA, J. J. Geologia da formação Irati. In: ACADEMIA BRASILEIRA DE CIÊNCIAS, Rio de Janeiro. *Conferências do simpósio sobre ciência e tecnologia do xisto, 1971, Curitiba, Paraná*. Rio de Janeiro [s.d.], p.1-79.
4. BOYER, V. S. et alii. Fulton station HTGR. *Nucl. Engng Int., London*, 19(219):635-58, 1974.
5. THE BRITISH NUCLEAR ENERGY SOCIETY, London. *The high temperature reactor and process applications: proceedings of the international conference . . . 26-28 November, 1974*. London, 1975.
6. CARPENTER, H. C. & COHINGHAM, P. L. Pipeline gas by hydrogasification. *Chem. Engng Prog.*, New York, 52(8):68-70, 1966.
7. \_\_\_\_\_ & SOLINS, H. W. Development of technology for "in situ" oil shale process. *Colo. Sch. Mines Q.*, Golden, 69(2):143-69, apr.1974.
8. COSTA NETO, C. De Como e Por Que utilizar os xistos. *Ciênc. Cult., S. Paulo*, 28(9):1021-4, 1976.
9. \_\_\_\_\_. Química do xisto do Irati. In: ACADEMIA BRASILEIRA DE CIÊNCIAS, Rio de Janeiro. *Conferências do simpósio sobre ciência e tecnologia do xisto, 1971, Curitiba, Paraná*. Rio de Janeiro [s.d.], p.137-66.
10. DECKEN, C. B. Preface: high temperature reactor for process heat applications. *Nucl. Engng Des.*, Amsterdam, 34:1-2, 1975.
11. DIETRICH, G. et alii. Motivation for and possibilities of using nuclear process heat. *Nucl. Engng Des.*, Amsterdam, 34(1):3-13, Oct. 1975.
12. FELDMANN, H. & HUBLER, J. Hydrogasification of oil shale in a continuous-flow reactor. *Ind. Engng Chem. Process Des. Dev.*, Easton, Pa., 4(2):155-62, Apr. 1965.
13. GOLDENBERG, J. A crise de energia. *Ciênc. Cult., S. Paulo*, 27(7):712-3, 1975
14. GRANT, B. Sinclair retorts oil shale in place in a series of tests. *Oil Gas J.*, Tulsa, Okla., 62(29):84-6, July 1964.
15. HÖHLEIN, B. & DECKEN, C. D. Basic studies for the reformer calculation model. In: THE BRITISH NUCLEAR ENERGY SOCIETY, London. *The high temperature reactor and process applications: proceedings of the international conference . . . 26-28 November, 1974*. London, 1975. p.8.1-8.2.
16. KATTERHENRY, A. A. Gas turbine nuclear power plants. *J. nucl. Energy, B, Reactor Technol.*, London, 13(1):7-13, Winter 1969-1970.
17. KEENAN, J. H. & KEYES, F. *Thermodynamic properties os steam*. New York, Wiley, 1966.
18. KLASS, D. L. Synthetic crude oil from shale and coal. *Chem. Technol.*, Washington, D. C., 5(8):499-510, 1975.

19. KOBAYASHI, T. et alii. Probable applications of nuclear energy to blast furnace process with an emphasis on direct injection of reformed gas into furnace stack. *Trans. Iron Steel Inst. Japan*, Tokyo, 11:417, 1971.
20. KRAUSE, C. Thermochemical production of H<sub>2</sub>: a new look. *Rev. Oak Ridge nat. Lab.*, Oak Ridge, 9(1):33-6, 1975.
21. KUGELER, K. et alii. Considerations on light temperature reactors for process heat applications. *Nucl. Engng Des.*, Amsterdam, 34(1):21-6, 1975.
22. \_\_\_\_\_ Technical problems of nuclear steam reforming. In: THE BRITISH NUCLEAR ENERGY SOCIETY, London. *The high temperature reactor and process applications: proceedings of the international conference . . . 26-28 November, 1974*. London, 1975. p.9.1-9.11.
23. LOS ALAMOS SCIENTIFIC LABORATORY, Los Alamos. *Proceedings of the first national topical meeting on nuclear process heat applications, N. Mex., October 1-3, 1974*. Los Alamos, N. Mex. [s.d.].
24. METZ, W. D. Oil shale: a huge resource of flow-grade fuel. *Science, N. Y.*, 184:1271-5, June 1974.
25. MURATA, H. Present and future of nuclear energy development and utilization in Japan. *J. Br. nucl. Energy Soc.*, London, 15(2):111-22, 1976.
26. NUCLEAR energy utilization for iron & steel production – National project: new subject for 1973. [s.1.] Ministry of International Trade & Industry, Agency of Industrial Science & Technology, Oct. 1972.
27. OESTE WIND, D. et alii. Multipurpose nuclear process heat for energy supply in Brasil, São Paulo, IEA. [Trabalho apresentado na "Conference on Transfer of Nuclear Technology", Persepolis/Shiraz, Iran, Abril 10-13, 1973].
28. POWER, reactor 1974 – index: section 2. Technical data. *Nucl. Engng Int.*, London, 19(215):318-35, 1974.
29. PRIEN, C. H. Current developments in world oil shale technology. In: ACADEMIA BRASILEIRA DE CIÊNCIAS, Rio de Janeiro. *Conferências do simpósio sobre ciência e tecnologia do xisto, 1971, Curitiba, Paraná*. Rio de Janeiro [s.d.]. p.201-24.
30. QUADE, K. M. The high temperature gas cooled reactor as a source of high temperature process heat. *Nucl. Engng Des.*, Amsterdam, 26:179-86, 1974.
31. \_\_\_\_\_ & MARCHETTI, S. *Process application of nuclear heat*. [Trabalho apresentado na "American Chemical Society National Meeting, Atlantic City, New Jersey, September 9, 1974". San Diego, Calif., General Atomic, May 1974. (GA-A13012).
32. RIBEIRO, C. A. S. et alii. *Xisto, energia em potencial*. Rio de Janeiro, PETROBRAS, Assessoria Geral de Relações Públicas, 1964. p.28-34.
33. RUSSEL, J. *Nuclear water-splitting and the hydrogen economy*. San Diego, Calif., General Atomic, Feb. 1974. (GA-A12893).
34. RUSSEL, JR, J. L. & PORTER, J.T. *A search for thermo-chemical water splitting cycles*. San Diego, Calif., General Atomic, Mar. 1974. (GA-A12908).
35. SCARPINELLA, C. A. & HUKAY, R. Y. *Aplicação da energia nuclear na siderurgia e a utilização do xisto como fonte de redutores*, São Paulo, Instituto de Energia Atômica, abr. 1974. (IEA-336).

36. SCHNACKEL, H. C. Formulations for the thermodynamic properties of steam and water. *Trans Am. Soc. mech. Engrs*, New York 1959 71, May 1958.
37. SCHORA, F. C. A. G. A. coal gasification research. [Paper presented at fifth synthetic pipeline gas symposium, O'Hare Inn, Chicago, Ill., October 29-31, 1973]. Chicago, Ill., Institute of Gas Technology [s.d.].
38. \_\_\_\_\_ Progress in the Hygas process. [Paper presented at 79th national meeting, 8th petrochemical and refining exposition of the American Institute of Chemical Engineering, Houston Texas, March 16-20, 1975]. Chicago, Ill., Institute of Gas Technology [s.d.].
39. SCHULTEN, R. & KUGELER, K. Coal gasification and other nuclear process heat applications. In: LOS ALAMOS SCIENTIFIC LABORATORY, Los Alamos, N. Mex. *Proceedings of the first national topical meeting on nuclear process heat applications, Los Alamos, N. Mex., October 1-3, 1974*. Los Alamos, N. Mex., Nov. 1974. (LA-5795-C; e, CONF-741032). p.210-9.
40. \_\_\_\_\_ et alii. *The pebble bed high temperature reactor as a source of nuclear process heat, v.1: Conceptual design*. Jülich, Kernforschungsanlage, Oct. 1974. (Jül-1113-RG).
41. SEWARD, H. L., ed. *Marine engineering*. New York, The Society of Naval Architects and Marine Engineers, 1962. v.2, p.43 e 48.
42. SHALE oil . . . The problems and the prospects. *Oil and Gas J.*, Tulsa, Okla. :65-80, Mar. 1964.
43. SHALE oil: process choice. *Chem. Engng*, New York, 81(10):66-9, May 1974.
44. SIEBKER, M. & MARTIN, H. Use of high temperature nuclear heat in the chemical and steel industries. *Energie nucl.*, Paris, 13(4):275, Jul. 1971.
45. SOLIMAN, M. A. et alii. Thermochemical hydrogen generation: heat requirements and costs. *Science, N. Y.*, 188(4192):1036-7, June 1975.
46. SPIEWAK, I. & ANDERSON, T. D. Overview of reactor applications for low-temperature industrial process heat uses. In: LOS ALAMOS SCIENTIFIC LABORATORY, Los Alamos. *Proceeding of the first national topical meeting on nuclear process heat applications, Los Alamos, N. Mex., October 1-3, 1974*. Los Alamos, N. Mex. [s.d.]. p.29, 32.
47. TEGEDER, F. & MAYER, L. *Métodos de la indústria química*. Barcelona, Reverte, 1967. v.1, p.128.
48. TEGGERS, H. Hydrogasification of brown and hard coal by using heat from gas cooled high temperature nuclear reactors. In: THE BRITISH NUCLEAR ENERGY SOCIETY, London, *The high temperature reactor and process applications: proceedings of the international conference. . . 26-28 November, 1974*. London, 1975. p.10.1-10-10.
49. THIRIET, L. Investigation of the potentialities of nuclear energy in the industrial heat market. *Energie nucl.*, Paris, 13(5):370, sep.-oct. 1971.
50. TING, D. K. S. *Estudos preliminares de viabilidade neutrônica e termohidráulica de um reator OTTO-HTR, utilizando plutônio como combustível*. São Paulo, 1976. [Dissertação de mestrado apresentada à Escola Politécnica da USP].
51. TSUNODA, R. The preliminary design of the experimental multipurpose high temperature gas cooled reactor. *Fuji elect. Rev.*, 19(2):73-82, 1972.
52. VAN WYLEN, G. J. & SONNTAG, R. E. *Fundamentos da termodinâmica clássica*. São Paulo, Blücher, 1973.

- 
53. VARISCO, A. O processo Petrosix – A usina protótipo em Petrópolis. In: ACADEMIA BRASILEIRA DE CIÊNCIAS, Rio de Janeiro. *Conferências do simpósio sobre ciência e tecnologia do xisto, 1971, Curitiba, Paraná*. Rio de Janeiro [s.d.]. p.225-54.
54. WEISMANTEL, G. E. Shale oil – not for the show. *Chem. Engng*, New York, 81(10):62-4, May 1974.
55. WEST GERMAN high temperature reactor work has been largely unified. *Nucleonics Week*, New York, 16(12):4-5, Mar. 1975.
56. WORLF, L. et alii. Fuel elements of the high temperature pebble-bed reactor. *Nucl. Engng Des*, Amsterdam, 34:93-108, 1975.
57. O XISTO entra na fase industrial. *Quím. Derivados*, São Paulo (97):32-8, 1974.
58. XISTO: a hora da mobilização. *Petróleo e Petroquim.*, Rio de Janeiro (8/9):33, 1973.
59. YOUNGBLUT, K. C. Materials selection . . . coal gasification pilot plant. *Mater. Prot. Performance*, Houston, Tex., 12(12):33-6, 1973.

