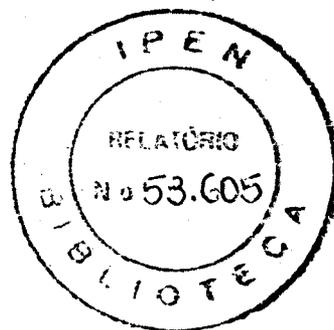


CICLO DE COMBUSTÍVEL DO URÂNIO E TÓRIO

Marco Antonio S. Marzo e Willen Jan Oosterkamp



CENTRO DE ENGENHARIA NUCLEAR
CEN - AFR 069

INSTITUTO DE ENERGIA ATÔMICA
SÃO PAULO - BRASIL

SUMÁRIO

	Página
CAPÍTULO 1	
CICLO DE COMBUSTÍVEL	1
CAPÍTULO 2	
PROSPECÇÃO E MINERAÇÃO	4
CAPÍTULO 3	
CONCENTRAÇÃO E TRATAMENTO	13
CAPÍTULO 4	
PRINCÍPIOS DE SEPARAÇÃO ISOTÓPICA	19
CAPÍTULO 5	
MÉTODOS DE SEPARAÇÃO ISOTÓPICA	36
CAPÍTULO 6	
FABRICAÇÃO DO COMBUSTÍVEL	64
CAPÍTULO 7	
REPROCESSAMENTO	70
CAPÍTULO 8	
CUSTO DO CICLO DE COMBUSTÍVEL	77

CICLO DE COMBUSTÍVEL DO URÂNIO E TÓRIO

Marco Antonio S. Marzo e Willem Jan Oosterkamp

RESUMO

Apresentam-se os fundamentos da engenharia do ciclo do combustível nuclear incluindo-se os aspectos econômicos da prospecção e mineração dos minérios nucleares, dos processos de concentração e tratamento, da separação isotópica, da fabricação de elementos de combustível, do reprocessamento, e os aspectos de cálculo do custo do ciclo de combustível.

Ênfase é dada aos aspectos econômicos dos processos envolvidos e aos aspectos de operação das cascatas em usinas de enriquecimentos.

PREFÁCIO

Esta informação foi elaborada com base em anotações de aulas do Curso "Ciclo de Combustível do Urânio e Tório", oferecido em nível de Pós-Graduação pelo Instituto de Energia Atômica, em convênio com a Escola Politécnica da USP, sob a responsabilidade do Prof. Dr. Willem Jan Oosterkamp.

A principal dificuldade encontrada pelos alunos num curso sobre Ciclo de Combustível é exatamente a seleção de uma boa bibliografia, pois a variedade e complexidade dos temas apresentados requer a leitura de um grande número de livros e artigos. O objetivo dos autores é sintetizar as noções mais importantes apresentadas naquele curso, de modo a facilitar o seu aprendizado, sem qualquer pretensão de originalidade.

CAPÍTULO 1

CICLO DE COMBUSTÍVEL

O ciclo de combustível compreende todos os processos que envolvem o material nuclear, antes, durante, e após sua permanência num reator nuclear. A análise dos custos envolvidos com o ciclo de combustível é muito importante uma vez que ele é responsável por aproximadamente 20% do custo global da energia elétrica gerada por uma Central Nuclear. A importância do ciclo de combustível pode ser ressaltada pela Tabela I.1⁽²⁰⁾, que indica os custos de geração para centrais de 1000 MWe, incluindo inflação de 15% ao ano, para 1981. Comparam-se ainda nessa tabela os custos de capital, do ciclo de combustível e manutenção, para centrais nucleares, e convencionais de carvão e óleo.

Normalmente deseja-se uma configuração que minimize os custos do ciclo de combustível, sendo de primordial importância que se conheça, portanto, todos os problemas e métodos associados a cada fase do ciclo.

Aprovada para publicação em fevereiro/1979.

Nota: A redação, ortografia, conceitos e revisão final são de responsabilidade do Autor

Tabela I.1

Custos para Centrais Elétricas de 1000 MWe, em 1981 em mills/kwh

COMPONENTE	LWR	CARVÃO	ÓLEO
Capital	11,70	10,90	8,00
Combustível	2,50	5,50	24,60
Operação e Manutenção	1,00	1,60	0,80

A Figura 1.1 apresenta um esquema do ciclo de combustível nuclear. As suas principais etapas, que serão objeto deste curso, são resumidas a seguir:

1.1 – Prospecção

A prospecção consiste na localização de jazidas de mineral nuclear na crosta terrestre e em sua exploração comercial.

1.2 – Tratamento

O minério ocorre na natureza contendo aproximadamente 0,15% de urânio, desta forma ele deve ser processado, para que sua concentração aumente por um fator de 500. Além disso o Urânio encontra-se associado com várias impurezas absorvedoras de nêutrons, tais como Boro, Cádmiio, Samário, Európio, e deve ser purificado, a fim de se obter um produto nuclearmente puro. Com este propósito utiliza-se uma série de processos químicos, tais como extração por solvente, lixiviação e troca iônica.

1.3 – Enriquecimento

O urânio encontrado na natureza (urânio natural) tem um teor de 0,71% de U-235, e para tornar-se combustível dos reatores alimentados com urânio enriquecido (LWR, HTGR), é necessário que este teor seja aumentado fazendo-se a separação isotópica do U-235, processo conhecido pelo nome de **enriquecimento do urânio**. Nos reatores alimentados com urânio natural (HWR), não há esta fase no ciclo. Os principais processos de enriquecimento são: difusão gasosa, centrifugação, e jato centrifugo. Outros processos estão em fase de desenvolvimento, como os que usam raios Laser.

1.4 – Fabricação dos Elementos de Combustível

Neste estágio o combustível sofre processos metalúrgicos e é colocado numa forma conveniente para sua utilização no reator nuclear.

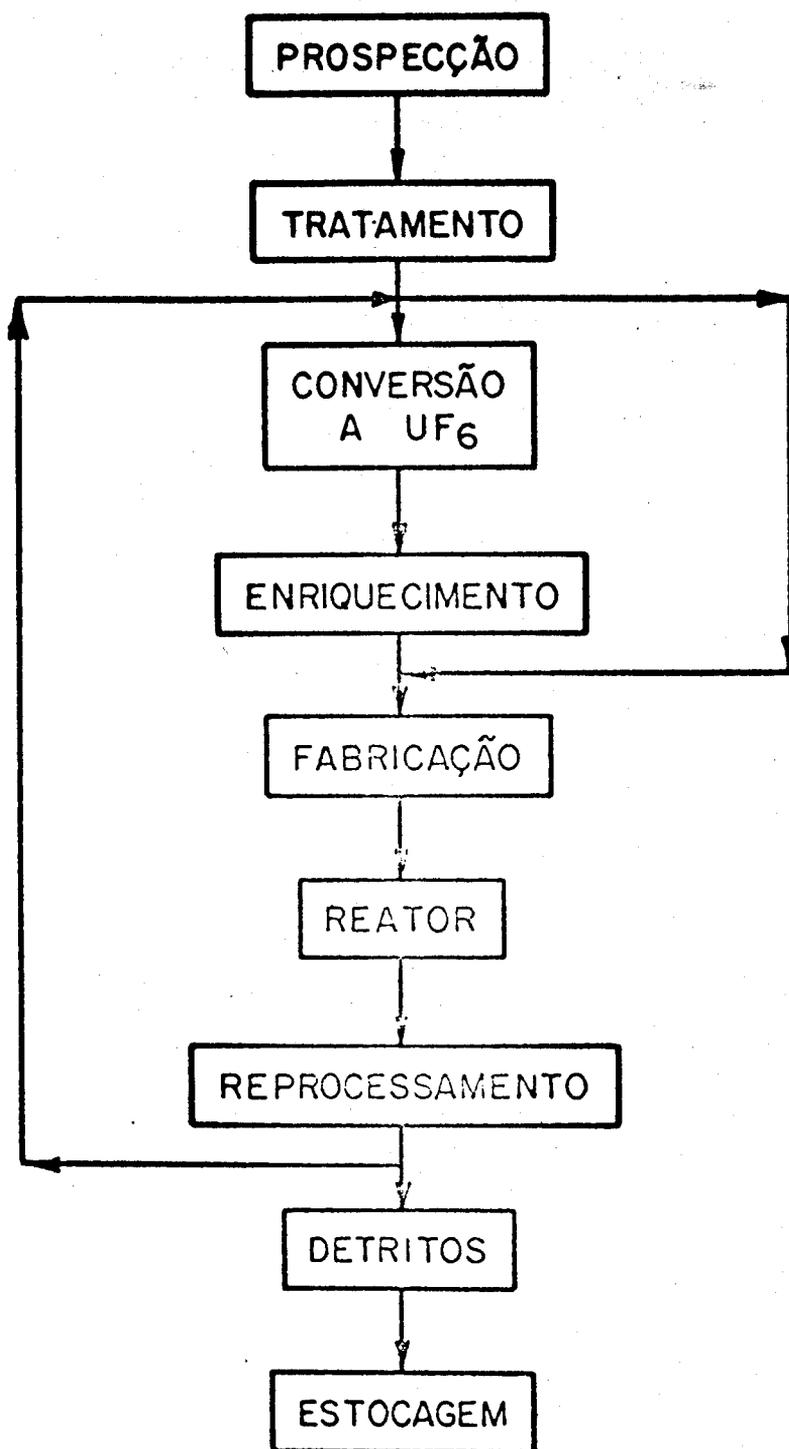


Figura 1.1 – O Ciclo de Combustível Nuclear

1.5 – Reprocessamento do Combustível Nuclear

O reprocessamento do combustível utilizado de um reator nuclear consiste numa série de processos químicos que tem por finalidade a recuperação do material físsil residual e a separação dos detritos radioativos para sua posterior utilização ou estocagem.

A Tabela 1.2⁽²⁶⁾ indica os custos estimados dos processos nucleares, para um reator LWR de 1000 MWe, com início de operação em 1981.

Tabela 1.2

Custo do Ciclo de Combustível – LWR – 1981

COMPONENTE	CUSTO (mills/kWh)
Mineração + Tratamento	0,54
Conversão a UF ₆	0,07
Enriquecimento	0,76
Fabricação	0,33
Transporte	0,02
Reprocessamento	0,14
Tratamento de detritos	0,04
Crédito de Pu	-0,22
Custos Diretos – Subtotal	1,68
Inventário do Combustível (12%)	0,82
Custo do Ciclo de Combustível	2,50

A título de complemento desta introdução apresenta-se na Tabela 1.3⁽²⁶⁾ os custos de capital para as Centrais Elétricas indicadas na Tabela 1.1. O cálculo foi feito considerando-se um fator de utilização de 80% (a Central opera 80% do ano), com uma geração anual de $7,0 * 10^9$ kWh.

Convém destacar os custos dos equipamentos do reator e da turbina que representam aproximadamente 30% do custo total. ©

CAPÍTULO 2

PROSPECÇÃO E MINERAÇÃO

Neste capítulo resumem-se as principais fases da prospecção e mineração, e apresentam-se alguns custos associados com esta etapa do ciclo de combustível. Entende-se por prospecção todo o trabalho efetuado desde o reconhecimento de uma certa área de terra, objetivando a descoberta de indícios da presença de um mineral, até a exploração de uma jazida, passando pelas fases intermediárias de sondagens e avaliações econômicas.

A prospecção compreende quatro estágios bem definidos⁽¹⁸⁾ que são apresentados a seguir.

Tabela I.3

Custos de Capital para Centrais de 1000 MWe – 1981 em US\$/kwe

CUSTOS DIRETOS	LWR	CARVÃO	ÓLEO
Local	1	1	1
Estruturas	44 – 60	28 – 39	26 – 35
Equipamentos do			
Reator	78 – 84	75 – 86	62 – 72
Turbina	83 – 94	66 – 76	66 – 76
Gerador	28 – 32	16 – 20	15 – 20
Contingências	18 – 22	18 – 22	13 – 16
Subtotal	252 – 293	204 – 244	183 – 219
CUSTOS INDIRETOS			
Serviços Profissionais	43 – 47	23 – 35	20 – 22
Outros Custos	28 – 34	29 – 32	20 – 23
Juros durante a construção	83 – 95	74 – 85	53 – 63
Subtotal	154 – 173	126 – 142	93 – 108
Inflação – 8%	159 – 186	136 – 157	98 – 117
CUSTO TOTAL	565 – 652	466 – 543	374 – 444

2.1 – Seleção de Áreas

Consiste na análise de bibliografias, mapas geológicos regionais, mineralizações, evidências de indícios uraníferos, localização geográfica e clima. De posse dessa análise é possível se fazer um plano de prospecção.

2.2 – Prospecção Regional

A prospecção regional, precedida por uma prospecção geral, tem por objetivo a análise radiométrica de uma determinada área selecionada. É subdividida sistematicamente em: prospecção aérea geral, geoquímica estratégica, e prospecção auto-transportada.

- a) **Prospecção aérea geral:** Faz-se a cobertura aeroradiométrica em malhas sistemáticas, e procede-se à contagem total ou gamaespectrometria.
- b) **Geoquímica estratégica:** É feita a determinação do teor geoquímico em U de águas, aluviões e solos, em malhas amplamente espaçadas.
- c) **Prospecção auto-transportada:** Efetua-se a cobertura radiométrica através da rede de estradas, em substituição à prospecção aérea.

2.3 – Prospecção Detalhada

Nesta terceira fase há a comprovação de indícios. A análise detalhada permite a confirmação da existência de anomalias. É subdividida em radiometria detalhada, mapeamento geológico e geoquímica detalhada.

- a) **Radiometria detalhada:** Executa-se o mapeamento radiométrico de um conjunto de anomalias.
- b) **Mapeamento geológico:** Determina-se a distribuição da mineralização e das anomalias radiométricas.
- c) **Geoquímica detalhada:** Faz-se a coleta de amostras de águas, aluviões e solos para determinação do teor de U, em conjuntos de anomalias.

2.4 – Prospecção Sistemática

É a última fase da prospecção e visa a avaliação qualitativa com a conseqüente escolha de superfícies menores para explorações físicas, que são realizadas com aberturas de trincheiras, poços e galerias.

2.5 – Custos Estimados para a Prospecção

Prospecção aérea:

- a) Prospecção aerocintilométrica 13 \$/km
- b) Prospecção aerogamaespectrometria 18 \$/km
- c) Prospecção com helicóptero 800 \$/h

Geoquímica (1 amostra/km²) 2 a 3 \$/amostra

Reconhecimento auto-transportado 1,5 \$/km

Mapeamento geológico (1 km²/dia).

- a) malhas de 200 a 300 m. 60 \$/km²
- b) malhas de 50 m. 120 \$/km²

Verificação de anomalias:

- a) de helicóptero (2 a 3 anomalias por dia) 800 \$/h
- b) de automóvel (1 anomalia por dia) 1000 \$/anomalia

Topografia radiológica 15000 \$/anomalia

Trincheira e poços 10 a 20 \$/m³ escavado

Sondagens 5 a 70 \$/m

Trabalhos subterrâneos 500 \$/m³

2.6 – Custos em \$/ton Minério para Exploração a Céu Aberto

(Profundidades até 100 m)

Capacidade	200 ton/dia	400 ton/dia	1000 ton/dia
Royalties pelo uso do solo	1,75	1,75	1,75
Desenvolvimento primário	7,00	7,00	7,00
Custo de capital	0,50	0,35	0,25
Operação	2,75	2,60	2,50
TOTAL	12,00	11,70	11,50

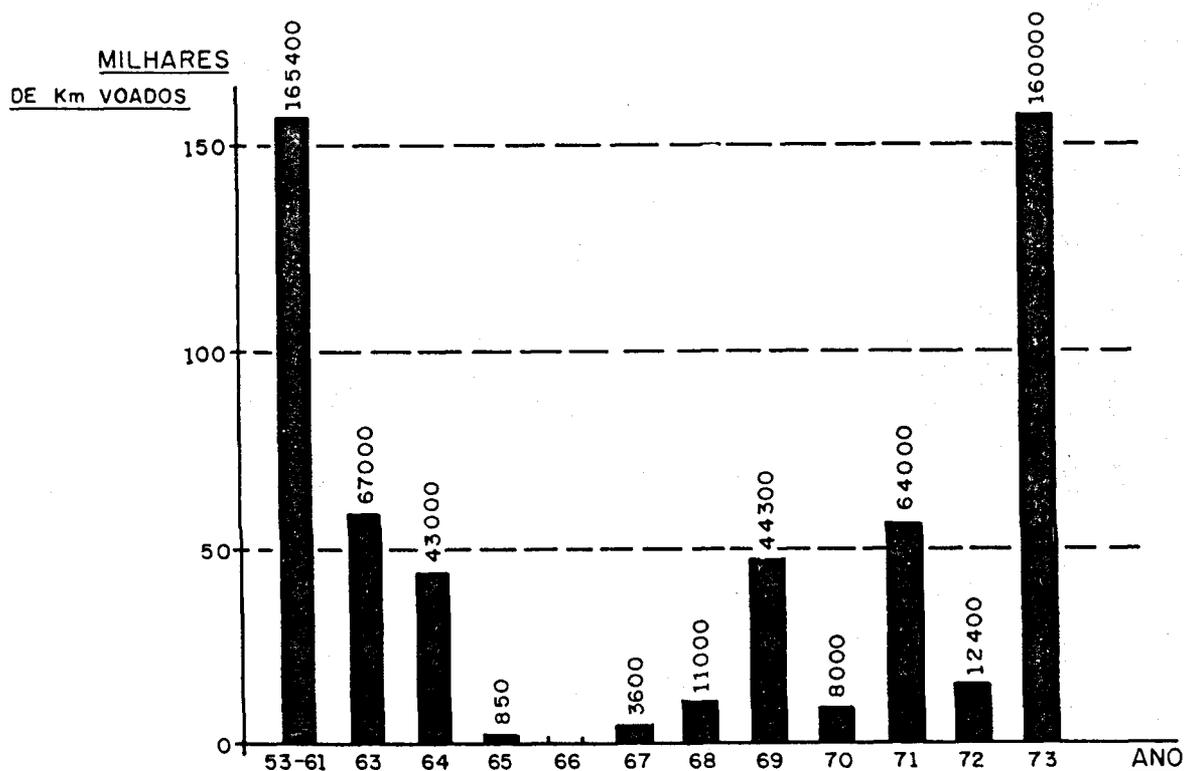
2.7 – Custos em \$/ton Minério para Exploração Subterrânea

(Profundidades maiores de 100 m)

Capacidade	200 ton/dia	400 ton/dia	1000 ton/dia
Royalties pelo uso do solo	1,75	1,75	1,75
Remoção de cobertura	2,50	2,50	2,50
Custo de Capital	1,20	1,15	1,10
Operação	9,00	8,25	7,75
TOTAL	14,45	13,65	13,10

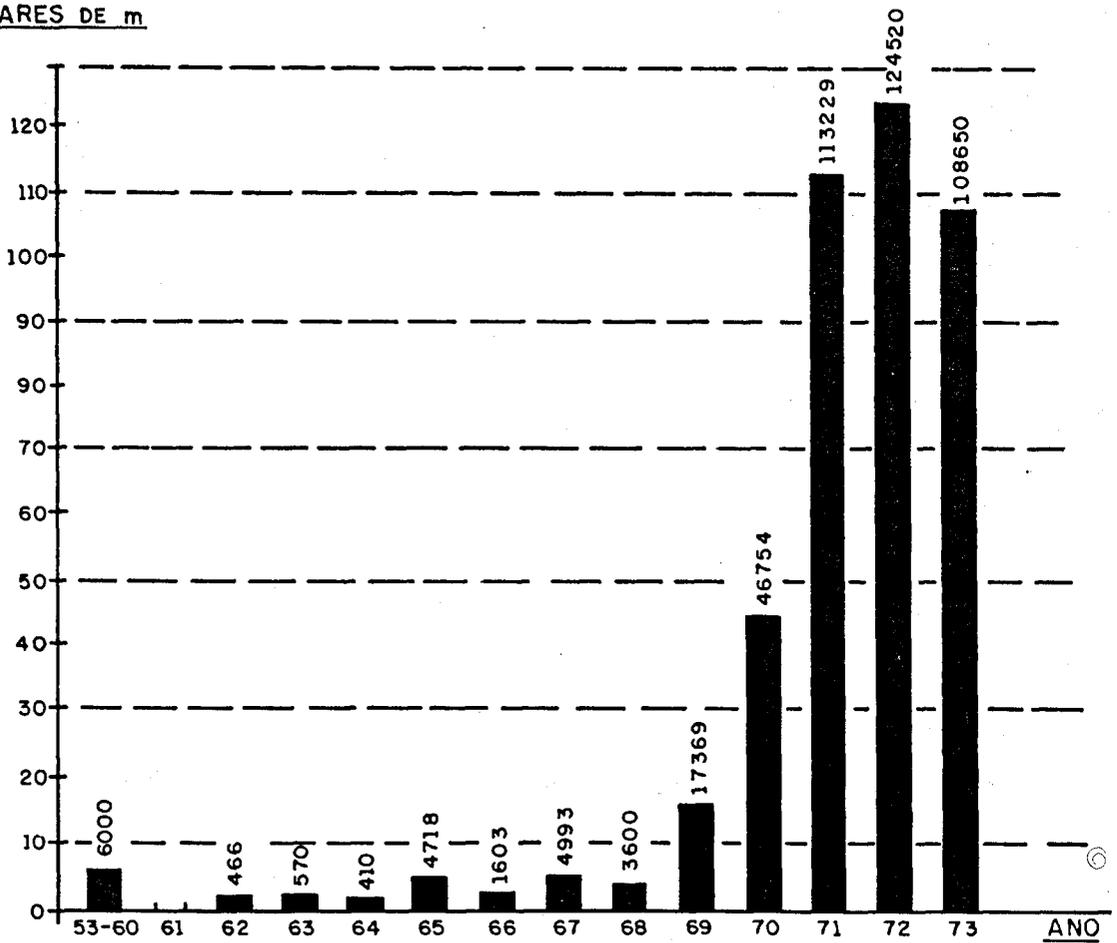
Convém destacar o custo de operação para exploração subterrânea que é aproximadamente 3 vezes maior que o da operação a céu aberto, e que corresponde a quase 70% dos custos de exploração.

2.8 – Levantamento Aerogeofísico no Brasil até 1973⁽¹¹⁾



2.9 – Sondagens Executadas no Brasil até 1973⁽¹¹⁾

MILHARES DE m



Os recursos disponíveis para a pesquisa do urânio no Brasil, são mobilizados, a partir de 1970, de 1% do imposto único sobre lubrificantes e combustíveis líquidos e gasosos⁽¹¹⁾. Os valores investidos nos últimos anos em pesquisa do urânio são os seguintes:

Ano	Verba (milhões de cruzeiros)
1969	6,0
1970	23,3
1971	37,9
1972	45,8
1973	59,6
1974	68,0
1975	75,0

2.10 – Principais Reservas Brasileiras de Urânio (ton U_3O_8)⁽¹⁸⁾

Custo até \$ 10/lb U_3O_8

Jazida do Cercado	{	média.....	2840
Poços de Caldas, MG		estimada.....	3000

Custo entre 10 e \$ 15/lb U_3O_8

Jazida do Campo do Agostinho	{	média.....	1100
Poços de Caldas, MG		estimada.....	2100

Jazida de Figueira, PR	2000	teor 0,15% / U_3O_8
	4000	teor 0,04% / U_3O_8

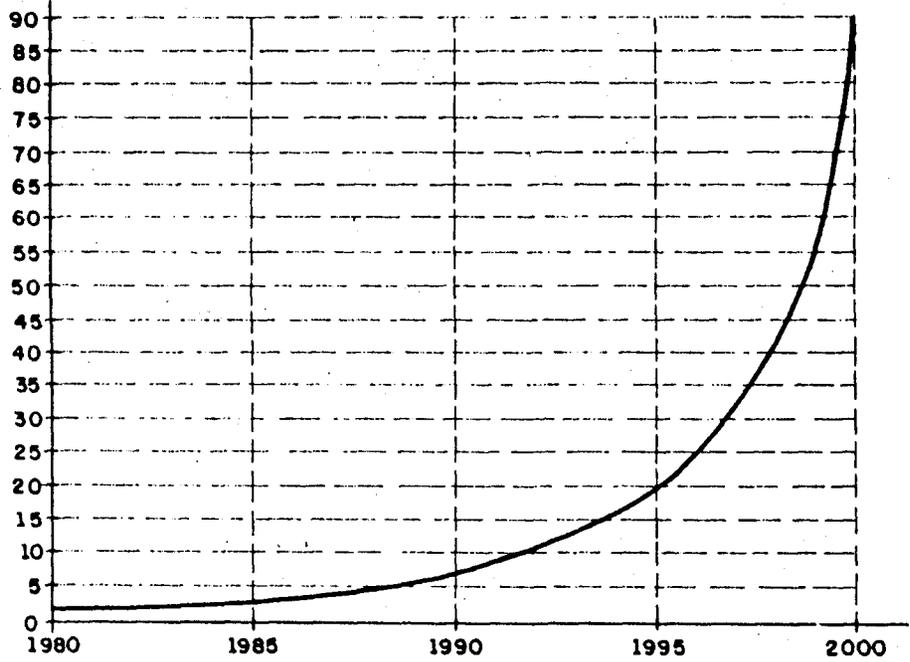
Reservas potenciais

Araxá, MG – Apatita	20000	teor 0,01%
	100000	teor 0,01 – 0,05%
Olinda, PE – Fosforita	50000	teor 0,02%
Poços de Caldas, – Caldasito	300	teor 0,03%

2.11 -- Necessidades Acumuladas de Urânio para o Brasil⁽¹¹⁾

MILHARES DE
TONELADAS
DE U₃O₈

ANO



2.12 – Reservas Mundias de Urânio⁽²²⁾RA : Recursos assegurados (1000 t U₃O₈)RE : Recursos estimados (1000 t U₃O₈)

PAÍS	Custo abaixo de 10\$/lb.		Custo entre 20 e 30\$/lb.	
	RA	RE	RA	RE
Argentina	9,2	14,0	7,7	23,0
Austrália	70,8	78,5	29,5	29,0
Brasil	2,6	2,7	0,7	1,9
Canadá	185,0	190,0	122,0	219,0
R. C. África	8,0	8,0	–	–
Dinamarca	5,6	10,0	–	–
USA	259,0	538,0	141,0	231,0
Finlândia	–	–	–	–
França	34,2	25,0	26,0	20,0
Gabão	20,0	5,0	6,5	5,0
Índia	–	–	7,0	0,8
Iugoslávia	6,0	10,0	–	–
Itália	1,2	–	–	–
Japão	3,6	–	4,2	–
México	1,0	–	0,9	–
Nigéria	40,0	20,0	10,0	10,0
Portugal	7,4	5,9	–	10,0
Angola	–	–	–	13,0
África do Sul	202,0	8,0	62,0	26,0
Espanha	8,5	–	7,7	–
Suécia	–	–	270,0	40,0
Turquia	2,2	–	0,5	–
Zaire	1,7	1,0	–	–

2.13 – Preço do U_3O_8

Há muita dificuldade em se determinar o preço real do U_3O_8 . Deste modo vamos apresentar alguns dados que indicam a evolução dos preços. Em 1973, a ex- Comissão de Energia Atômica dos Estados Unidos (USAEC) fixava o preço do U_3O_8 a \$ 10/lb⁽²⁶⁾. Nessa época, o preço real no mercado era, porém, bem maior:

Capital	\$ 1,68 / lb
Operação + royalties	\$ 4,26 / lb
Exploração	\$ 0,95 / lb
Retorno de investimentos	\$ 4,42 / lb
Taxas	\$ 1,85 / lb
TOTAL	\$ 13,16 / lb

Nesse mesmo ano a projeção da USAEC era a seguinte:

ANO	1980	1985	1990
Preço (\$/lb)	17,36	20,94	25,29

No início de 1975 a "U. S. Energy Research and Development Administration (ERDA) apresentou a seguinte tabela dos preços médios de U_3O_8 .⁽²¹⁾

Ano	Preço Médio (Dólares de 1975)
1974	7,90
1975	8,45
1976	10,20
1977	10,75
1978	12,05
1979	13,10
1980	13,80

Porém, a "United Nuclear Corporation", nessa mesma época, estava estipulando em seus contratos de venda o preço de \$ 26,70lb. para entrega no início de 1976⁽¹²⁾.

Existe portanto, diferença muito grande entre o preço oficial e o preço do mercado, tornando-se muito difícil estabelecer um preço básico para o U_3O_8 . Há ainda o agravante de que nos últimos meses os grandes produtores estão estocando o produto, de modo que a tendência é haver uma grande elevação nos preços do produto.

2.14 – Principais Reservas Mundiais de Tório⁽¹⁷⁾

PAÍS ,	Reservas asseguradas	Reservas inferidas
	(t curtas de Th ₂ O ₃)	(t curtas de Th ₂ O ₃)
E. U. A.	100 000	500 000
Australia	30 000	50 000
Brasil	10 000	20 000
Canadá	60 000	100 000
India	150 000	300 000
Restante	15 000	60 000

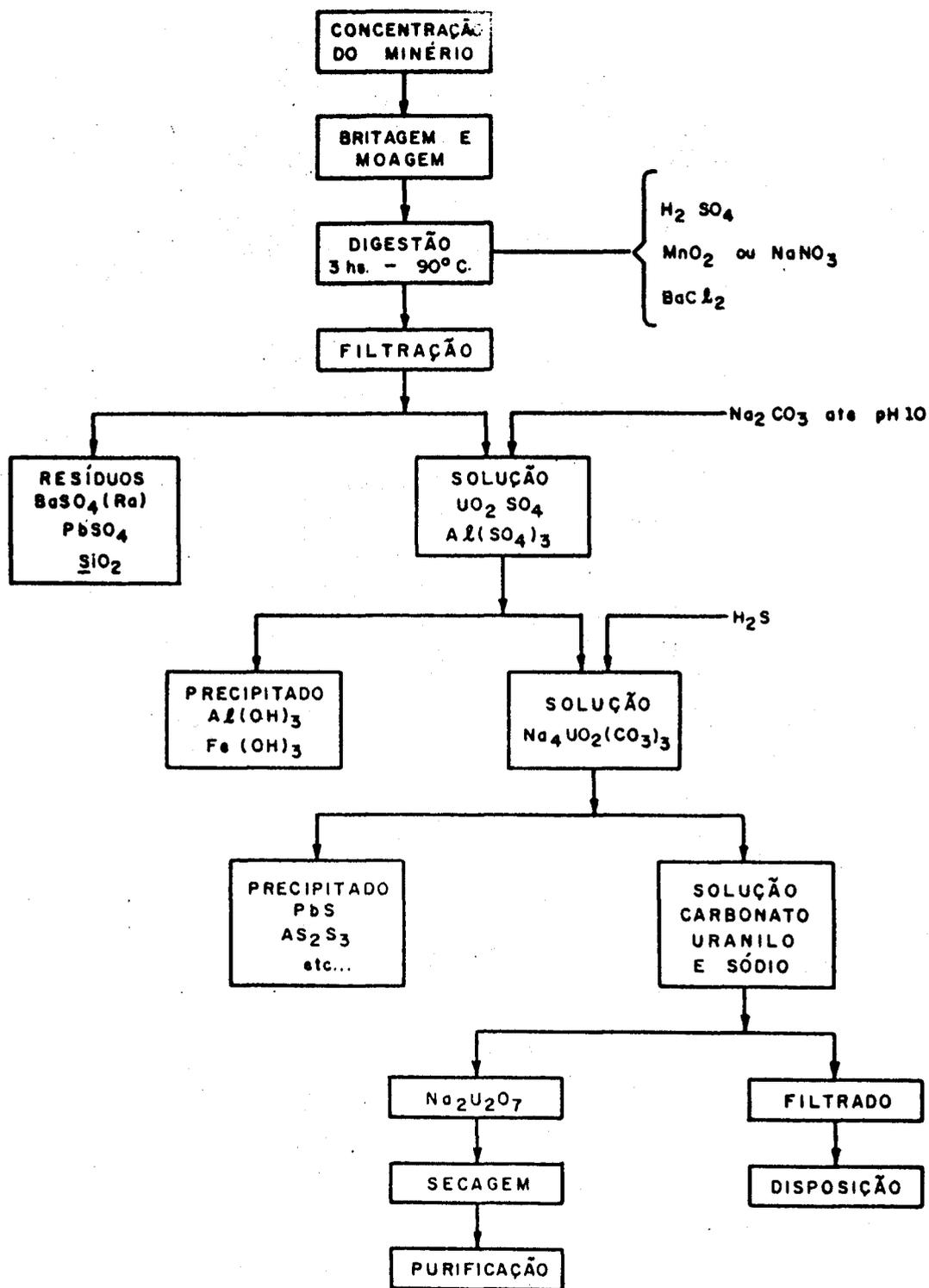
2.15 – Reservas Potenciais Brasileiras de Tório (t de ThO₂)⁽¹⁷⁾

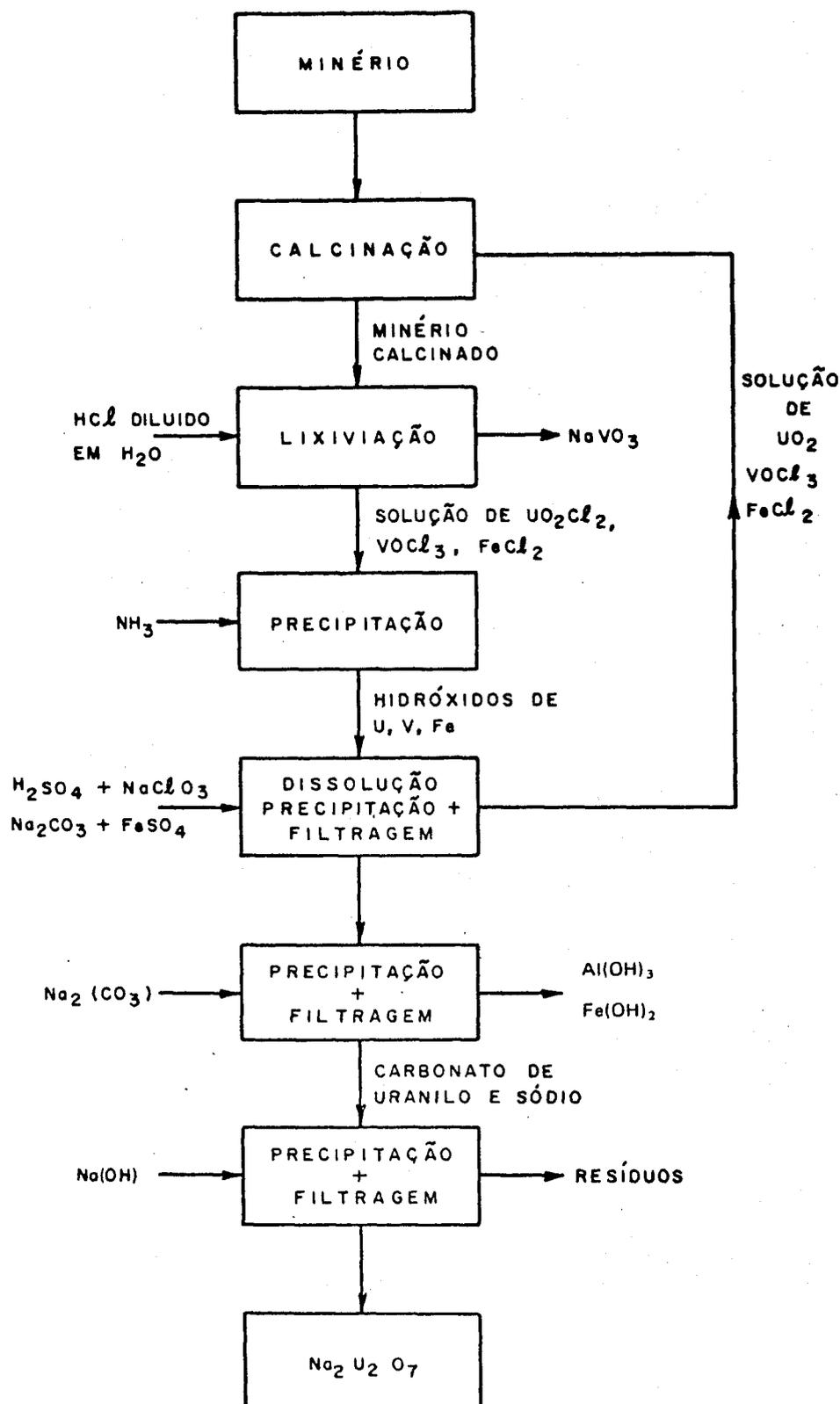
LOCAL	MINÉRIO	TEOR	RESERVA
Grupos Barreiras (ES)	Monazita	5%	2250
Morro de Ferro (MG)	Torita	1 a 2%	35000
Araxá (MG)	Pirocloro	0,09%	33000

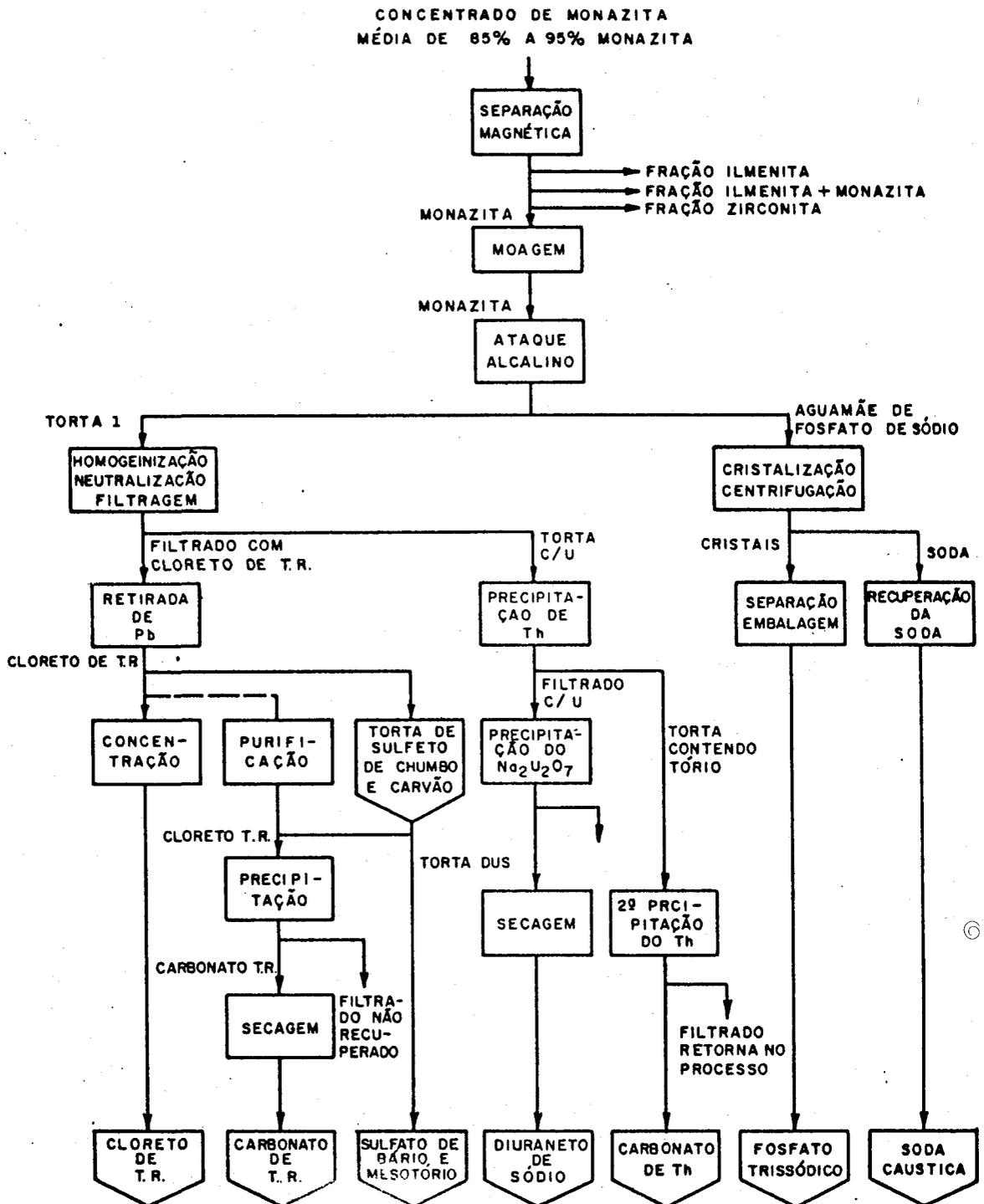
CAPÍTULO 3

CONCENTRAÇÃO E TRATAMENTO

As fontes naturais de urânio são muito diversas e em consequência existem diversos métodos de concentração. Neste capítulo apresentamos, como exemplo, o tratamento da pitchblenda e da carnotita, e a linha de tratamento da monazita.

3.1 – Tratamento da Pitchblenda⁽⁶⁾

3.2 – Tratamento da Carnotita⁽¹⁾

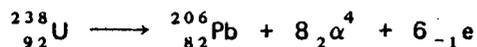
3.3 - Tratamento da Monazita⁽¹⁷⁾

3.4 – Purificação dos Concentrados de Urânio

A purificação dos concentrados de urânio visa:

- a) eliminar as impurezas não radioativas;
- b) eliminar os produtos de decaimento.

O urânio decai radioativamente pela emissão de 6 partículas β e oito partículas α :



O urânio logo após ser purificado é apenas emissor α , mas com a formação de ${}_{90}^{234}\text{Th}$ e ${}_{91}^{234}\text{Pa}$ surgem emissões beta, até que com 30 dias é atingida a saturação.

Os descententes mais perigosos em minas e fábricas são⁽¹⁾:

- ${}_{98}^{266}\text{Ra}$ – emissor α
- ${}_{86}^{222}\text{Rn}$ – Gasoso
- ${}_{84}^{210}\text{Po}$ – Emissor α e muito tóxico.

A transformação do concentrado para um produto considerado nuclearmente puro impõe as seguintes condições:

Be, C, O, F, Mg < 0,1 b

Na, Al, Si, P, S, Ca, Pb, Zr, Ce < 1,0 b

N, K, Ti, Cr, Fe, Ni, Cu, Zn, As, Nb, Mo, Te, Th, La < 10,0 b

Li, Cl, Mn, Co, Se, Ag, Te, T.R. < 100,0 b

Os métodos de purificação de urânio usualmente adotados são os seguintes:

1) Precipitação do peróxido $\text{UO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

2) Extração do nitrato de urânio

Eter dietílico

Metil-isobutil-cetona

Acetato de etila

T B P

Aminas de Cadeias Longas

3) Troca iônica

4) Volatilização do UF₆.

O nível de impurezas máximo permitido é aquele em que a absorção em impurezas corresponde a 0,1% da absorção no U-235, e é especificado a seguir:

Elemento	σ_a (b)	ppm
Boro	750	6,6
Cádmio	2 400	2,0
Samário	6 500	0,8
Európio	4 500	1,1
Gadolíneo	44 000	0,1
Disprósio	1 100	4,5

3.5 – Custos da Concentração

A seguir são apresentadas algumas tabelas que indicam os custos envolvidos com a concentração de urânio. Apesar dos valores aqui indicados serem de 1966, é interessante principalmente notar os itens que mais influem no custo total, o que basicamente continua ocorrendo.

Custos Típicos de Construção de Usina de Concentração em Dólares⁽¹⁸⁾

ITEM	CAPACIDADE (t de minério)		
	200 ton/dia	400 ton/dia	1000 ton/dia
Britagem + Amostragem	256 000	326 000	755 000
Moagem	99 000	182 000	292 000
Lixiviação	46 000	—	135 000
Lavagem	105 000	315 000	310 000
Extração por resinas	229 000	208 000	675 000
Precipitação mais filtração	101 000	118 000	298 000
Disposição de resíduos	16 000	43 000	47 000
Obras civis	804 000	1 076 000	2 373 000
Supervisão	244 000	697 000	720 000
Engenharia + Montagem	100 000	135 000	295 000
TOTAL	2 000 000	3 100 000	5 900 000

Custos Típicos de Operação de Usinas de Concentração
em \$/t de Minério⁽¹⁸⁾

ITEM	CAPACIDADE		
	200 t/d	400 t/d	1000 t/d
Mão de obra	4,18	2,34	1,73
Produtos químicos	2,69	2,54	2,70
Manutenção	0,84	0,86	0,33
Combustível	0,38	0,22	0,27
Taxas + Seguros	0,65	0,18	0,11
Transporte	0,40	0,18	0,22
TOTAL	9,14	6,32	5,36

Resumindo, podemos observar a economia de escala para a concentração do urânio, dividindo-se o custo de construção pela capacidade da usina:

CAPACIDADE ($\frac{t}{d}$)	200	400	1000
CUSTO ($\frac{US\$}{kg \cdot d}$)	10	7,75	5,9

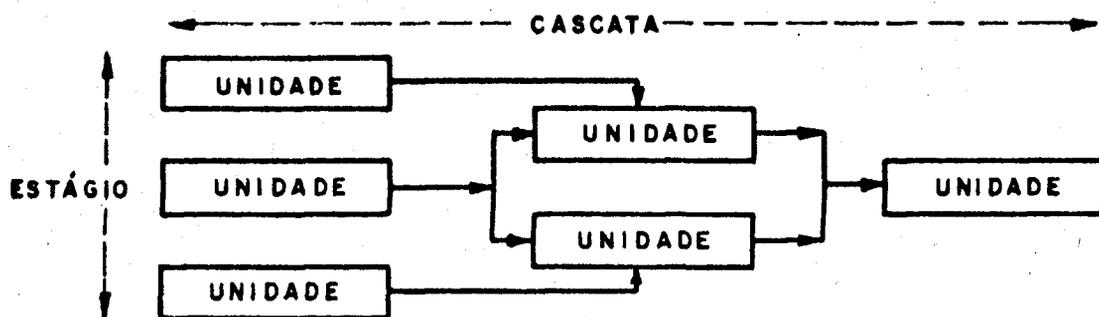
CAPÍTULO 4

PRINCÍPIOS DE SEPARAÇÃO ISOTÓPICA

Este capítulo apresenta os fundamentos da separação isotópica de modo geral, que valem para qualquer processo particular empregado. O objetivo é o estudo posterior da separação do isótopo fssil do urânio, U-235, da mistura binária U-235 e U-238.

4.1 – Definições

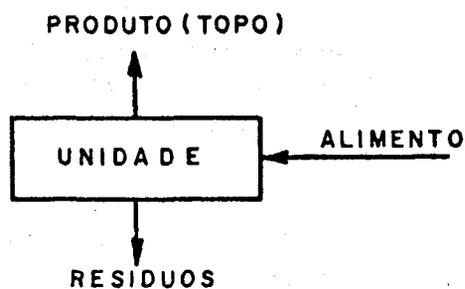
- a) **Unidade de Separação:** É o menor elemento de uma usina de separação, que é capaz de causar separação isotópica. Exs: uma centrífuga no processo de centrifugação, uma barreira porosa no processo de difusão, etc.
- b) **Estágio:** É um conjunto de unidades em paralelo, ou seja, onde se processa o mesmo grau de separação.
- c) **Cascata:** É um conjunto de estágios em série.



d) **Fração Atômica (X):** É a razão entre o número de átomos do isótopo considerado e o número total de átomos do elemento.

e) **Taxa de Abundância (ξ):** É a razão entre o número de átomos do isótopo considerado e o número de átomos do outro isótopo componente da mistura binária.

$$\xi = \frac{X}{1-X}$$



Considerando uma unidade de separação, com os seguintes valores do fluxo, fração atômica, e taxa de abundância:

	FLUXO	FRAÇÃO ATÔMICA	TAXA ABUNDÂNCIA
TOPO	L'	X'	ξ'
ALIMENTO	L	X	ξ
RESÍDUOS	L''	X''	ξ''

Com $X'' < X < X'$, podemos escrever as seguintes relações:

$$L = L' + L''$$

$$LX = L'X' + L''X''$$

que descrevem o balanço material, da mistura e do isótopo considerado, respectivamente.

$$\text{Fazendo } \theta = \frac{L'}{L} \rightarrow X = \theta X' + (1-\theta)X'' \therefore \theta = \frac{X - X''}{X' - X''}$$

O parâmetro θ é denominado "corte" do processo de separação. Podemos ainda definir:

$$\alpha = \frac{\xi'}{\xi''} = \frac{X'}{X''} \cdot \frac{1-X''}{1-X'}$$

$$1 < \beta < \alpha$$

$$\beta = \frac{\xi'}{\xi} = \frac{X'}{X} \cdot \frac{1-X}{1-X'}$$

onde

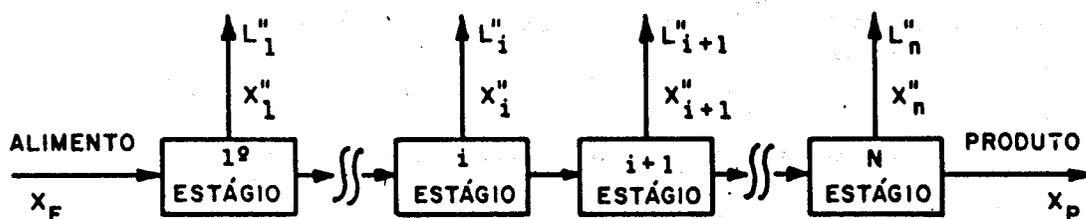
α é o fator de separação do estágio, e

β é o fator de separação do topo.

O fator de separação definido acima é útil pois, em muitos processos de separação, é independente da composição.

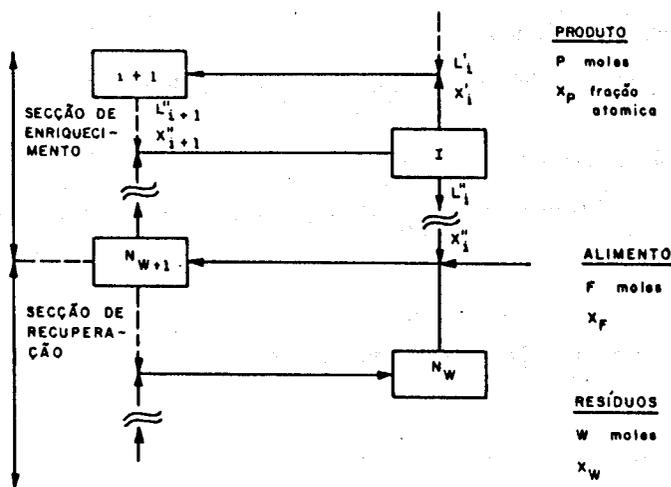
f) Cascata Simples:

Uma cascata diz-se simples quando os resíduos de qualquer estágio não são reciclados. O topo de um estágio é o alimento para o estágio seguinte. O esquema de uma cascata simples é dado a seguir:



g) Cascata com reciclagem Contra-Corrente

O alimento de cada estágio consiste do topo do estágio imediatamente inferior e resíduos do estágio imediatamente superior:



No caso de reciclagem contra-corrente pode-se especificar 6 variáveis externas e 6 variáveis internas à cascata, a saber:

Variáveis externas da cascata: P, F, W, X_F, X_P, X_W

Variáveis internas da cascata: $L_j, L'_j, L''_j, X_j, X'_j, X''_j$

4.2 – Balanço de Material para Cascata com Reciclagem Contra-Corrente

No processo contra-corrente há duas equações de conservação de massa a considerar:

$$\begin{cases} F = P + W & (1) & \text{Conservação de Massa de U} \\ FX_F = PX_P + WX_W & (2) & \text{Conservação de Massa de U-235} \end{cases}$$

De (1) $W = F - P$, substituindo em (2) $FX_F = PX_P + FX_W - PX_W$, e portanto obtém-se

_____ Taxa de Alimento: $F = P \left(\frac{X_P - X_W}{X_F - X_W} \right)$ Há 2 equações e 6 variáveis, portanto é possível.

Analogamente _____ Taxa de Resíduos: $W = P \left(\frac{X_P - X_F}{X_F - X_W} \right)$ especificar 4 variáveis externas independentes.

As equações acima inter-relacionam as variáveis externas; as variáveis internas estão relacionadas pelas seguintes equações:

$$\begin{cases} L'_i = L''_{i+1} + P \\ L'_i X'_i = L''_{i+1} X''_{i+1} + P X_P \end{cases} \quad \text{Para a secção de enriquecimento}$$

$$\begin{cases} L'_j = L''_{j+1} - W \\ L'_j X'_j = L''_{j+1} X''_{j+1} - W X_W \end{cases} \quad \text{Para a secção de recuperação.}$$

A relação entre o topo de um estágio (X'_i) e os resíduos do estágio imediatamente superior (X''_{i+1}) é:

$$X''_{i+1} = X'_i + \frac{X'_i - X_P}{L''_{i+1}/P}, \text{ onde } \frac{L''_{i+1}}{P} \text{ é chamada taxa de refluxo.}$$

A condição em que $\left(\frac{L''_{i+1}}{P} \rightarrow \infty\right) \rightarrow X''_{i+1} = X'_i$ define o refluxo total.

4.3 – Número Mínimo de Estágios de uma Cascata com Reciclagem Contra-Corrente

O número de estágios para separar o alimento em produto e detrito de dada composição, é mínimo em condições de refluxo total. Isto ocorre pois em condição de refluxo total, a diferença de composição entre estágios adjacentes é máxima. Isto significa que recicla-se a maior quantidade de material, logo o resíduo é mais empobrecido e o produto mais enriquecido. $X''_{i+1} = X'_i \rightarrow \xi''_{i+1} = \xi'_i$

Da definição de fator de separação: $\xi'_{i+1} = \alpha \xi'_i$

para o primeiro estágio: $\xi'_2 = \alpha \xi'_1$

para o segundo estágio: $\xi'_3 = \alpha \xi'_2 = \alpha^2 \xi'_1$

para toda cascata: $\xi'_n = \alpha^{n-1} \xi'_1$

Mas:
$$\xi'_n = \frac{X_p}{1 - X_p} \text{ e } \xi'_1 = \alpha \xi''_1 = \frac{\alpha X_w}{1 - X_w}$$

Logo:
$$\frac{X_p}{1 - X_p} = \frac{\alpha^n X_w}{1 - X_w}; \text{ de onde obtém-se } n:$$

$$n = \frac{\ln \left[\frac{X_p (1 - X_w)}{(1 - X_p) X_w} \right]}{\ln \alpha}$$

esta é a chamada equação de Frenske para refluxo total, de onde determina-se o número mínimo de estágios.

O fator $\omega = \frac{X_p (1 - X_w)}{(1 - X_p) X_w} = \frac{\xi_p}{\xi_w}$ é conhecido como fator de separação completo da cascata.

O número mínimo n aumenta quando ω aumenta e o fator de separação aproxima-se de 1.

1º Exemplo: Usina de difusão gasosa de urânio ($\alpha = 1,0043$) formando produto contendo 80% de U-235, e resíduos a 0,40%

Dados $\left\{ \begin{array}{l} X_p = 0,80 \\ X_w = 0,004 \end{array} \right.$

$$n_{\min} = \frac{\ln \left(\frac{0,80}{0,20} \times \frac{0,996}{0,004} \right)}{\ln 1,0043}$$

$$n_{\min} = 1609 \text{ estágios}$$

2º Exemplo: Usina de difusão gasosa formando produto contendo 3,2% de U-235 e resíduos a 0,25%

$$\text{Dados } \begin{cases} X_p = 0,032 \\ X_w = 0,0025 \end{cases} \quad n_{\min} = \frac{\ln\left(\frac{0,032}{0,968} \times \frac{0,9975}{0,0025}\right)}{\ln 1,0043}$$

$$n_{\min} = 601 \text{ est\u00e1gios}$$

4.3.1 – Taxa de Refluxo M\u00ednimo

A diferen\u00e7a de composi\u00e7\u00e3o entre est\u00e1gios adjacentes decresce quando o refluxo diminui.

A condi\u00e7\u00e3o de refluxo m\u00ednimo \u00e9 $X'_{i+1} = X'_i$, ou seja a diferen\u00e7a de composi\u00e7\u00e3o entre est\u00e1gios adjacentes \u00e9 nula.

Da defini\u00e7\u00e3o de fator de separa\u00e7\u00e3o: $\alpha = \frac{\xi'}{\xi''} = \frac{X'}{X''} \cdot \frac{1 - X''}{1 - X'}$

$$X''_{i+1} - X'_{i+1} = \frac{-(\alpha - 1)X'_{i+1}(1 - X'_{i+1})}{X'_{i+1} + \alpha(1 - X'_{i+1})}, \text{ ou}$$

$$X''_{i+1} - X'_i = \frac{-(\alpha - 1)X'_i(1 - X'_i)}{X'_i + \alpha(1 - X'_i)}, \text{ mas conforme foi}$$

visto $X''_{i+1} - X'_i = \frac{X'_i - X_p}{L''_{i+1}/P}$, logo igualando as duas \u00faltimas equa\u00e7\u00f5es

obt\u00e9m-se:

$$\left(\frac{L''_{i+1}}{P}\right)_{\min} = \frac{(X_p - X'_i)[X'_i + \alpha(1 - X'_i)]}{(\alpha - 1)X'_i(1 - X'_i)}$$

Conforme ser\u00e1 visto adiante, em uma "cascata de separa\u00e7\u00e3o com aproxima\u00e7\u00e3o infinitesimal" ($\alpha - 1 \ll 1$) a taxa de refluxo m\u00ednimo \u00e9:

$$\left(\frac{L''_{i+1}}{P}\right)_{\min} \cong \frac{X_p - X'_i}{(\alpha - 1)X'_i(1 - X'_i)}$$

Para usinas de difus\u00e3o gasosa que enriquecem o ur\u00e2nio natural ($X = 0,0072$) em ur\u00e2nio enriquecido a 80%, a taxa de refluxo m\u00ednima \u00e9: ($\alpha = 1,0043$)

$$\left(\frac{L''}{P}\right)_{\min} = \frac{0,8 - 0,0072}{0,0072 \times 0,9928 \times 0,0043} = 25800$$

Concluindo:

Taxa de refluxo mínima $\rightarrow n^{\circ}$ muito grande de estágios

Taxa de refluxo infinita $\rightarrow n^{\circ}$ de estágios mínimo.

Na prática utiliza-se um valor intermediário para a taxa de refluxo, o que determina os equipamentos a serem utilizados na usina.

4.4 – Cascata Ideal

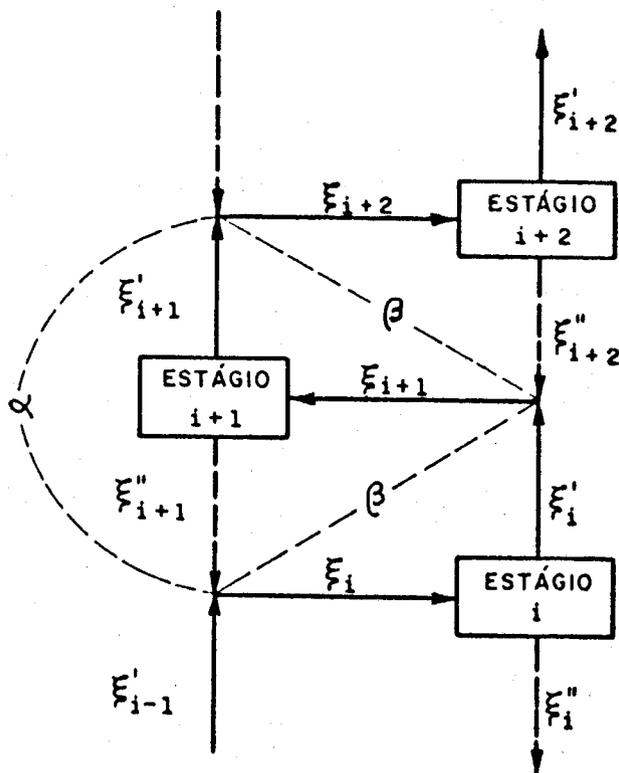
As condições de cascata ideal são os seguintes:

- Fator de separação no topo, β , é constante;
- Os fluxos do topo e de resíduos, e o alimento para cada estágio, têm a mesma composição, ou seja, fluxos de composições diferentes não se misturam.

As condições podem ser quantificadas do seguinte modo:

$$\xi''_{i+1} = \xi'_{i-1} = \xi_i$$

$$\xi''_{i+2} = \xi'_i = \xi_{i+1}$$



Da definição de β : $\beta \xi_i = \xi_i'$

$$\xi_i = \xi_{i+1}'' \rightarrow \xi_i' = \beta \xi_{i+1}''$$

Do mesmo modo, da definição: $\beta \xi_{i+1} = \xi_{i+1}'$

$$\xi_{i+1} = \xi'_i \rightarrow \xi'_{i+1} = \beta \xi'_i$$

Multiplicando as duas equações: $\xi'_{i+1} = \beta^2 \xi''_{i+1}$

mas da definição de fator de separação: $\xi'_{i+1} = \alpha \xi''_{i+1}$, desta maneira obtém-se a relação fundamental da cascata ideal, que é:

$$\beta = \sqrt{\alpha}$$

No caso de "Cascata de Separação com aproximação infinitesimal", a ser visto,

$$\beta - 1 \ll 1$$

$\alpha - 1 \ll 1$ e pode-se fazer a seguinte aproximação

$$\beta - 1 \cong \frac{\alpha - 1}{2}$$

4.4.1 – Número de Estágios na "Cascata Ideal"

Para a determinação do número de estágios da cascata ideal procede-se do mesmo modo utilizado para a determinação do número mínimo de estágios para refluxo total.

$$N = \frac{\ln \left[\frac{X_p(1 - X_w)}{(1 - X_p)X_w} \right]}{\ln \beta} - 1$$

ou

$$N = 2 \frac{\ln \left[\frac{X_p(1 - X_w)}{X_w(1 - X_p)} \right]}{\ln \alpha} - 1$$

O número de estágios na secção de recuperação é: $n_w = \frac{\ln \frac{X_f(1 - X_w)}{X_w(1 - X_f)}}{\ln \beta}$ na secção de enriquecimento $n_e = N - n_w$

A equação que fornece a taxa de refluxo total na "Secção de Enriquecimento" em função do número de estágios é⁽⁶⁾:

$$\frac{L''_{i+1}}{P} = \frac{1}{\beta - 1} [X_p(1 - \beta^{i-n}) + (1 - X_p)(\beta^{n-1} - 1)\beta]$$

do mesmo modo para a "Secção de Recuperação":

$$\frac{L_j}{W} = \frac{1}{\beta - 1} [X_W \beta (\beta^j - 1) + (1 - X_W) (1 - \beta^{-j})]$$

A título de exemplo considere uma cascata ideal alimentada por urânio natural ($X_F = 0,0072$), com produto enriquecido a 80% e resíduos com teor de 0,4% ($X_W = 0,0040$):

Para produzir-se um mol de produto, é necessária a quantidade de alimento:

$$F = \frac{X_P - X_W}{X_F - X_W} = \frac{0,80 - 0,0040}{0,0072 - 0,0040} = 249 \text{ moles}$$

e quantidade de resíduos:

$$W = \frac{X_P - X_F}{X_F - X_W} = \frac{0,80 - 0,0072}{0,0072 - 0,0040} = 248 \text{ moles}$$

Como

$$\beta = \sqrt{\alpha} = \sqrt{1,0043} = 1,00215$$

O número total de estágios é:

$$N = 2 \frac{\ln \left[\frac{0,80 (1 - 0,0040)}{0,0040 (1 - 0,80)} \right]}{\ln 1,0043} - 1 = 3217$$

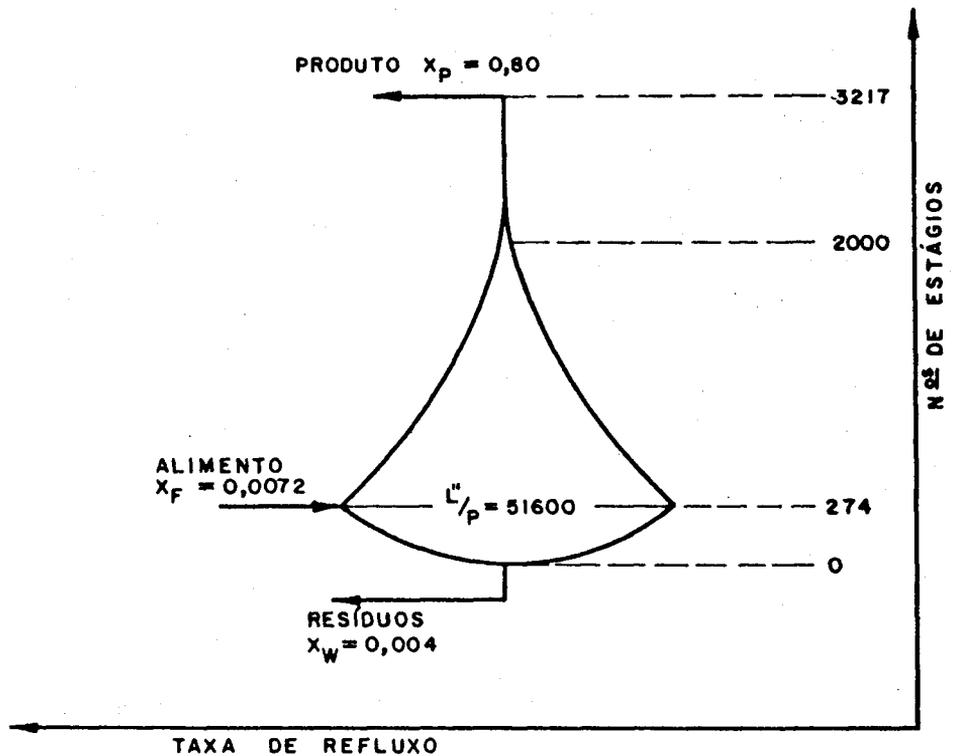
O número de estágios na "secção de recuperação" N_W , é dado por:

$$N_W = 2 \frac{\ln \left[\frac{0,0072}{0,9928} \times \frac{0,996}{0,004} \right]}{\ln 1,0043} - 1 = 274$$

O esquema dado a seguir ilustra o processo. As ordenadas indicam o número de estágios, e as abscissas indicam a taxa de refluxo. Pode-se observar que a taxa de refluxo é máxima no ponto de alimentação (Feed Point).

4.5 – Taxas de Fluxo

A taxa de fluxo total (de "topos" ou resíduos) é uma medida do tamanho da usina de separação. Na usina de difusão gasosa, a quantidade total de potência gasta no bombeamento de gás entre dois estágios sucessivos é proporcional ao fluxo total de "topo".



CARACTERÍSTICAS DA
CASCATA IDEAL

Grande taxa de refluxo no "feed point" onde
 $L'/P = 51600$.
Rápida diminuição da taxa de refluxo para
estágios mais superiores.

A taxa de fluxo total de "topo" na secção de recuperação, J'_W , é⁽⁶⁾:

$$J'_W = \frac{W}{\beta - 1} \left\{ [1 - X_W(\beta + 1)] \frac{\ln \frac{X_F(1 - X_W)}{X_W(1 - X_F)}}{\ln \beta} - \frac{\beta(X_F - X_W)(1 - 2X_F)}{(\beta - 1)X_F(1 - X_F)} \right\}$$

A taxa de fluxo total de resíduos na secção de recuperação, J''_W , é⁽⁶⁾:

$$J''_W = \frac{W}{\beta - 1} \left\{ [\beta - X_W(\beta + 1)] \frac{\ln \frac{X_F(1 - X_W)}{X_W(1 - X_F)}}{\ln \beta} - \frac{(X_F - X_W)[\beta^2 - (\beta^2 + 1)X_F]}{X_F(1 - X_F)(\beta - 1)} \right\}$$

A taxa de fluxo total de "topo" na secção de enriquecimento, J'_p , é⁽⁶⁾:

$$J'_p = \frac{P}{\beta - 1} \left\{ \frac{[X_p(\beta + 1) - 1] \ln \frac{X_p(1 - X_F)}{X_F(1 - X_p)}}{\ln \beta} + \beta \frac{(X_p - X_F)(1 - 2X_F)}{X_F(1 - X_F)(\beta - 1)} \right\}$$

A taxa de fluxo de resíduos na secção de enriquecimento, J''_p , é⁽⁶⁾:

$$J''_p = \frac{P}{\beta - 1} \left\{ \frac{[X_p(\beta + 1) - \beta] \ln \frac{X_p(1 - X_p)}{X_F(1 - X_p)}}{\ln \beta} + \frac{(X_p - X_F)[\beta^2 - (\beta^2 + 1)X_F]}{X_F(1 - X_F)(\beta - 1)} \right\}$$

Estas equações são obtidas a partir de:

$$J'_W = \sum_{j=1}^{N_W} L'_j \quad J'_p = \sum_{i=N_W}^{N-1} L'_{i+1}$$

$$J''_W = \sum_{j=1}^{N_W} L''_j \quad J''_p = \sum_{i=N_W}^{N-1} L''_{i+1}$$

O fluxo total na cascata inteira é a soma das quatro componentes:

$$J = \frac{\beta + 1}{(\beta - 1)\ln \beta} [W(1 - 2X_W) \ln \frac{X_F(1 - X_W)}{X_W(1 - X_F)} + P(2X_p - 1) \ln \frac{X_p(1 - X_F)}{X_F(1 - X_p)}]$$

Como $\begin{cases} F = P + W, \\ FX_F = PX_p + WX_W \end{cases}$ a equação pode ser reescrita como:

$$J = \underbrace{\frac{\beta + 1}{(\beta - 1)\ln \beta}}_{(1)} \underbrace{\left[W(2X_W - 1) \ln \frac{X_W}{1 - X_W} + P(2X_p - 1) \ln \frac{X_p}{1 - X_p} - F(2X_F - 1) \ln \frac{X_F}{1 - X_F} \right]}_{(2)}$$

Saída Entrada

O primeiro termo (1) mede a dificuldade relativa da separação, é grande para $\beta \approx 1$ e pequeno para $\beta \gg 1$ ou $\beta \ll 1$, e depende apenas de $\beta = \xi'/\xi$, isto é, da razão entre as taxas de abundância do produto e do alimento, que foi definida como sendo o fator de separação do topo.

O segundo termo mede a grandeza do conjunto de separação, e é proporcional à saída de material. É grande quando o produto e resíduos diferem muito do alimento, em composição; e pequeno quando as composições são próximas.

4.6 – Cascata de Separação com Aproximação Infinitesimal

A cascata de separação com aproximação infinitesimal é definida tal que: $\alpha - 1 \ll 1$.

A condição $\beta = \sqrt{\alpha}$ pode ser aproximada para:

$$\beta - 1 = \frac{\alpha - 1}{2}$$

A taxa de fluxo de resíduos de uma cascata ideal pode então ser aproximada para:

$$L'' = \frac{P(X_p - X)}{(\beta - 1)X(1 - X)} \quad \text{ou} \quad L'' = \frac{2P(X_p - X)}{(\alpha - 1)X(1 - X)}$$

A diferença de composição entre o "topo" e o "Resíduo é:

$$X'_i - X''_i = \frac{(\alpha - 1)X'_i(1 - X'_i)}{X'_i + \alpha(1 - X'_i)}, \text{ para o caso de separação com aproximação infinitesimal}$$

$$X'_i - X''_i = (\alpha - 1)X'_i(1 - X'_i); \text{ mas:}$$

$$X''_{i+1} - X'_i = \frac{X'_i - X_p}{L''_{i+1}/P}, \text{ logo:}$$

$$X'_i - X'_{i-1} = (\alpha - 1)X'_i(1 - X'_i) - \frac{P}{L''_i}(X_p - X'_{i-1}), \text{ que pode ser aproximada por uma e-}$$

quação diferencial, já que $X'_i \approx X_i \approx X'_{i-1}$:

$$\frac{dX}{di} = (\alpha - 1)X(1 - X) - \frac{P}{L''}(X_p - X)$$

O fluxo total de resíduos na secção de enriquecimento pode ser calculado através da seguinte integral:

$$J''_p = \int_{N_{W+1}}^N L'' di = \int_{X_F}^{X_p} L'' \frac{di}{dX} dX$$

J''_p será mínimo quando o integrando for mínimo.

$$L'' \frac{di}{dX} = \frac{1}{\frac{(\alpha - 1)X(1 - X)}{L''} - \frac{(L'')^2}{(L'')^2}(X_p - X)}$$

obtem-se $L''_{\text{ótimo}}$ derivando-se o denominador e igualando-se a zero:

$$-\frac{(\alpha - 1)X(1 - X)}{(L'')^2} + \frac{2P}{(L'')^3}(X_p - X) = 0$$

E portanto $L''_{\text{ótimo}} = \frac{2P(X_p - X)}{(\alpha - 1)X(1 - X)}$, que é exatamente igual ao fluxo de resíduos na cascata ideal

$$J''_P = \int_{X_F}^{X_P} L''_{\text{ótimo}} \frac{di}{dX} dX, \text{ substituindo } L''_{\text{ót.}} \text{ e } \frac{di}{dX}, \text{ e integrando, obtém-se:}$$

$$J''_P = \frac{4P}{(\alpha - 1)^2} \left[(2X_P - 1) \ln \frac{X_P(1 - X_F)}{X_F(1 - X_P)} + \frac{(X_P - X_F)(1 - 2X_F)}{X_F(1 - X_F)} \right]$$

O fluxo total é igual ao da cascata ideal a menos do primeiro termo já que $\beta = 1 + \frac{\alpha - 1}{2}$, portanto:

$$J = \frac{8}{(\alpha - 1)^2} \left[W(2X_W - 1) \ln \frac{X_W}{1 - X_W} + P(2X_P - 1) \ln \frac{X_P}{1 - X_P} - F(2X_F - 1) \ln \frac{X_F}{1 - X_F} \right]$$

A taxa de fluxo total de "topo" e resíduo nas duas secções é metade desse valor.

Por exemplo, para se formar 1 kg de produto enriquecido em 80%, a partir de urânio natural, com teor dos resíduos de 0,4% seria necessário um fluxo total de 30 MKg.

O termo D:

$$D = W(2X_W - 1) \ln \frac{X_W}{1 - X_W} + P(2X_P - 1) \ln \frac{X_P}{1 - X_P} - F(2X_F - 1) \ln \frac{X_F}{1 - X_F}$$

é chamado "Capacidade de Separação" e independe do processo de separação utilizado.

O termo $\psi_i = (2X_i - 1) \ln \frac{X_i}{1 - X_i}$ é chamado "potencial de separação"; tal que D pode ser resumido como:

$$D = W\psi_W + P\psi_P - F\psi_F$$

Reescrevendo esta expressão em termos de massas, define-se o trabalho separativo E:

$$E = M_w\psi_w + M_p\psi_p - M_f\psi_f$$

A "Capacidade de Separação" é importante pelo fato de que muitas características da planta que contribuem para o custo de enriquecimento estão relacionadas com ela. Por exemplo citamos: a capacidade de bombeamento, o consumo de energia, a área total de barreiras para o caso da difusão gasosa, etc.

Já o trabalho separativo dá uma medida da quantidade de separação levada a efeito por uma cascata.

4.7 – Unidades Usadas

O potencial de separação é dado por:

$$\psi = (2x - 1) \ln \frac{x}{1-x}$$

e portanto é adimensional.

A capacidade de separação é expressa por:

$$D = W \cdot \psi_w + P \cdot \psi_p - F \cdot \psi_f$$

e tem a mesma unidade de W, P, e F, sendo portanto medida em moles/dia.

O trabalho separativo é expresso por:

$$E = M_w \psi_w + M_p \psi_p - M_f \psi_f$$

e tem a mesma unidade de M_w , M_p , e M_f , sendo portanto medido em quilogramas.

Costuma-se também expressar a **Quantidade de Trabalho de Separação** para produzir uma quantidade unitária de produto de composição x_p , a partir de alimento de composição x_f , em uma cascata ideal sem secção de recuperação. Deste modo escreve-se:

$$\frac{E}{M_p} = \frac{x_p - x_f}{x_f - x_w} \psi_w + \psi_p - \frac{x_p - x_w}{x_f - x_w} \psi_f$$

A dimensão utilizada para E/M_p é chamada **unidade de trabalho separativo**, e simbolizada por UTS.

Exemplo 1: Cálculo do trabalho de separação de produto enriquecido 10% em U-235, para um processo que é alimentado por urânio natural (0,711% U-235) e produzem-se resíduos a 0,20% em U-235.

Resolução:

$$\text{Alimento} \rightarrow x_f = 0,00711$$

$$\text{Produto} \rightarrow x_p = 0,10$$

$$\text{Resíduos} \rightarrow x_w = 0,002$$

$$\frac{E}{M_p} = \frac{x_p - x_f}{x_f - x_w} \psi_w + \psi_p - \frac{x_p - x_w}{x_f - x_w} \psi_f$$

$$\psi_f = (2x_f - 1) \ln(x_f/1 - x_f) = (2 \times 0,00711 - 1) \ln(0,00711/1 - 0,00711)$$

$$\psi_p = (2x_p - 1) \ln(x_p/1 - x_p) = (2 \times 0,10 - 1) \ln(0,10/1 - 0,10)$$

$$\psi_w = (2x_w - 1) \ln(x_w/1 - x_w) = (2 \times 0,002 - 1) \ln(0,002/1 - 0,002)$$

portanto, temos:

$$\psi_f = 4,870 \quad \psi_p = 1,758 \quad \psi_w = 6,188$$

logo:

$$\frac{E}{M_p} = \frac{(0,10 - 0,00711)}{(0,00711 - 0,002)} (6,188) + (1,758) - \frac{(0,10 - 0,002)}{(0,00711 - 0,002)} (4,870)$$

$$\frac{E}{M_p} = 19 \text{ UTS}$$

Exemplo 2: A capacidade da EURODIF será da ordem de 8000 t de UTS por ano. Qual será a produção anual de urânio a 2%, se o alimento é urânio natural e se obtém resíduos a 0,25%?

Solução: Calculando os potenciais de separação temos:

$$\psi_w = 5,93 \quad \psi_p = 3,75 \quad \psi_f = 4,89$$

Substituindo na expressão de E/M_p temos:

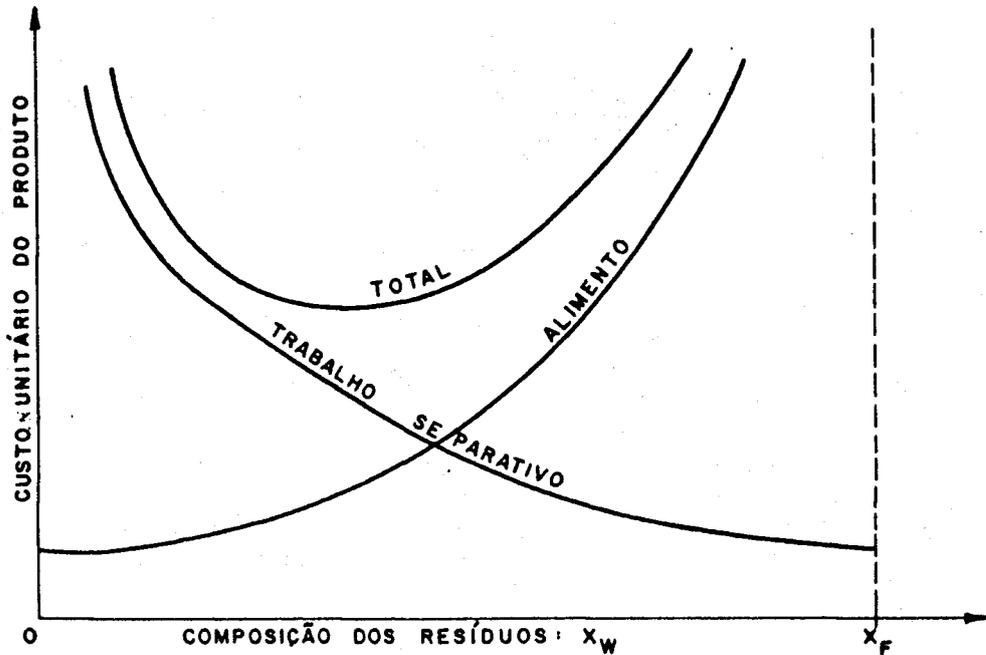
$$\frac{8000}{M_p} = \frac{(0,02 - 0,00711)}{(0,00711 - 0,0025)} (5,93) + 3,75 - \frac{(0,02 - 0,0025)}{(0,00711 - 0,0025)} (4,89)$$

De onde:

$$M_p = 4330 \text{ t/ano}$$

4.8 – O Tamanho Ótimo da Secção de Recuperação

O custo do trabalho separativo e do alimento na "secção de recuperação", depende do teor dos resíduos. Quando a composição dos resíduos tende a zero, as quantidades e custo do alimento atingem um mínimo, mas o tamanho da secção e sua contribuição ao custo do produto aumentam indefinidamente. Por outro lado, quando a composição dos resíduos aproxima-se da composição do alimento, a quantidade e custo do alimento aumentam indefinidamente, mas o tamanho da secção e sua contribuição para o custo do produto tendem a zero.



Considerando:

E : quantidade de trabalho separativo feito por ano, a um custo unitário C_E ;

M_F : moles de alimento carregados por ano, a um custo unitário C_F ;

O custo total anual é: $C = EC_E + M_F C_F$.

Se feitos anualmente M_p moles do produto, o custo unitário do produto C_p é:

$$C_p = \frac{C}{M_p} = \frac{E}{M_p} C_E + \frac{M_F}{M_p} C_F$$

Mas:

$$\frac{E}{M_p} = (\psi_P - \psi_F) - (X_P - X_F) \frac{\psi_F - \psi_W}{X_F - X_W} \quad e$$

$$\frac{M_E}{M_p} = \frac{X_P - X_W}{X_F - X_W} \rightarrow$$

$$\rightarrow C_p = \left[(\psi_P - \psi_F) - (X_P - X_F) \frac{\psi_F - \psi_W}{X_F - X_W} \right] C_E + \left[\frac{X_P - X_W}{X_F - X_W} \right] C_F$$

A composição ótima dos resíduos é tal que:

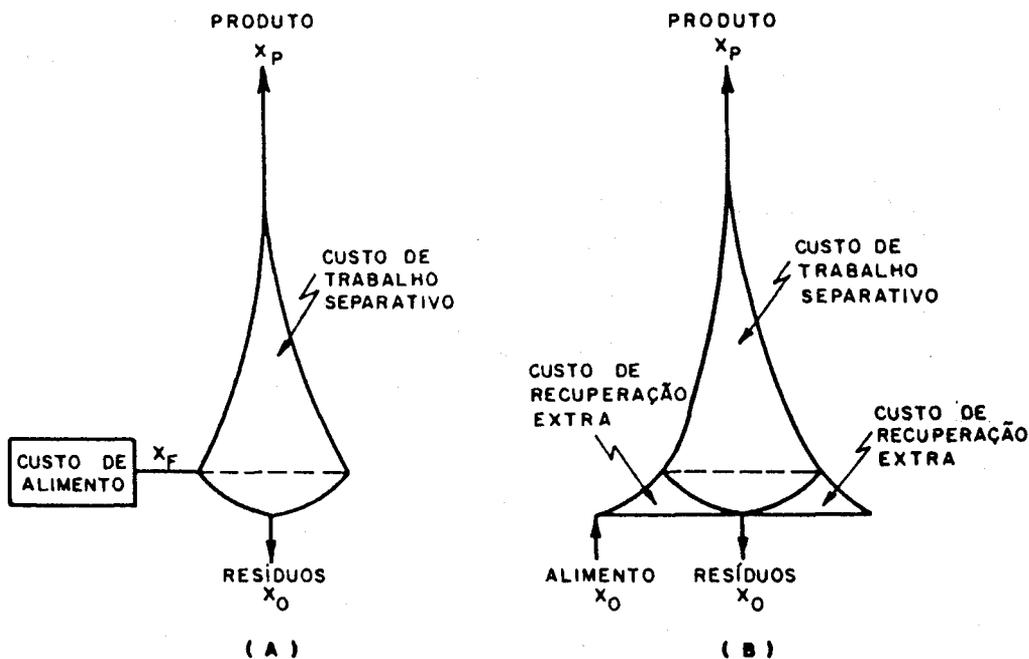
$$\frac{dC_p}{dX_w} = 0 \quad \text{ou}$$

$$\frac{X_p - X_f}{X_f - X_w} \left(\frac{d\psi_w}{dX_w} - \frac{\psi_f - \psi_w}{X_f - X_w} \right) C_E + \frac{X_p - X_f}{X_f - X_w} \frac{C_F}{X_f - X_w} = 0$$

Representando a composição ótima por X_o , temos:

$$\left[\frac{\psi_f - \psi_o - (X_f - X_o) \left(\frac{d\psi}{dX} \right)_o}{(A)} \right] C_E = C_F$$

onde o termo (A) indica o trabalho separativo necessário para se produzir uma quantidade unitária de material de composição X_f , a partir de material de composição X_o , em uma cascata ideal sem secção de recuperação. Logo a composição ótima dos resíduos corresponde àquele valor X_o que produziria alimento num teor X_f , com os mesmos custos. As figuras esclarecem o processo.



Custos em Cascata Ideal com Recuperação Ótima

Para a composição ótima de resíduos, X_0 , os dois processos têm mesmo custo, as áreas extras no caso B, são exatamente iguais ao custo do alimento no caso A.

CAPÍTULO 5

MÉTODOS DE SEPARAÇÃO ISOTÓPICA

5.1 – Difusão Gasosa

O processo de difusão gasosa baseia-se no fenômeno de dispersão molecular: Numa mistura de gases, as moléculas de menor massa têm maior velocidade e chocam-se com maior frequência com as paredes do recipiente. Se essas paredes tiverem poros que permitam apenas a passagem de moléculas individuais e não permitam o escoamento de gás como um todo, dar-se-á início ao processo de separação.

A Figura 5.1 mostra um esquema de dois estágios de separação. A mistura de gases penetra no difusor à pressão alta. A fração leve atravessa a barreira enquanto que a fração pesada é reciclada, retornando para o estágio anterior. Em cada estágio há um compressor que leva o gás da pressão baixa de um estágio, para a pressão alta do estágio imediatamente superior. Além disso há um refrigerador, que retira o calor de compressão do estágio.

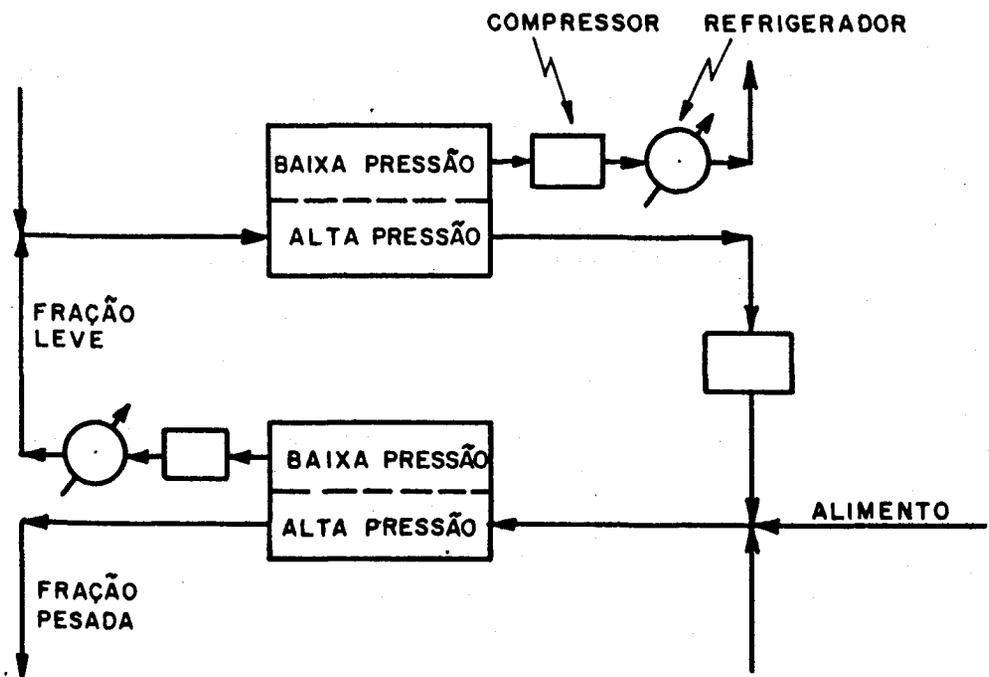


Figura 5.1 – Estágios de Difusão Gasosa

O grau de separação em cada estágio é pequeno, sendo necessário que vários estágios sejam acoplados formando o que se costuma denominar "Cascata de enriquecimento".

A análise qualitativa do processo é baseada em algumas leis que se descrevem a seguir.

5.1.1 – Lei de Knudsen

A lei de Knudsen⁽⁶⁾ trata da corrente molar (moles/seg.cm²) para gases puros em meio poroso. Pressupõe a hipótese que a pressão é tão pequena que as moléculas não colidem entre si, sendo predominante as colisões das moléculas com as paredes. Este fluxo de gás é denominado molecular.

Seja N a corrente molar do gás, M a massa molecular, P'' a pressão da entrada, e P' a pressão de saída, conforme a Figura 5.2.

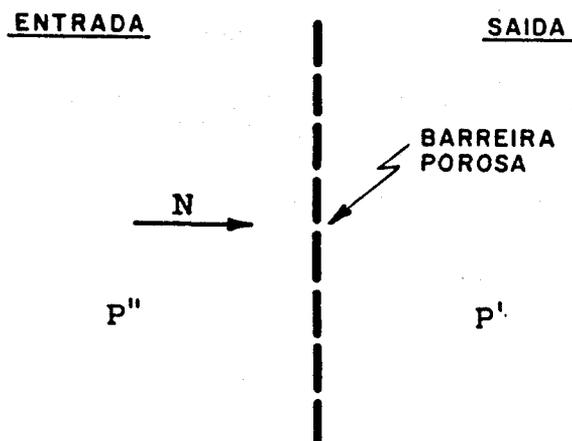


Figura 5.2 – Corrente Molar do Gás Atravesando a Barreira Porosa

$$\text{De acordo com Knudsen: } N = a \frac{(P'' - P')}{\sqrt{M}} \quad \text{Eq.5.1}$$

onde "a" é uma constante que depende do meio e do sistema de unidades.

5.1.2 – Lei de Poiseuille

A lei de Poiseuille⁽⁶⁾ trata a corrente molar do gás, com a hipótese de que a pressão seja suficientemente alta, tal que as colisões entre as moléculas são tantas, que o gás apresenta fluxo laminar. As colisões de moléculas entre si são predominantes.

$$\text{Neste caso limite: } N = b \frac{(P''^2 - P'^2)}{\mu} \quad \text{Eq.5.2}$$

onde " μ " é a viscosidade do gás e " b " é uma constante que depende do meio e do sistema de unidades.

É importante notar que as diferenças com relação à lei de Knudsen são:

- A corrente molar na lei de Poiseuille é proporcional à diferença dos quadrados das pressões.
- A corrente molar varia com o inverso da viscosidade enquanto que na lei de Knudsen, a corrente varia com o inverso da raiz quadrada da massa molecular.

Numa região de pressão intermediária pode-se expressar a corrente molar com uma combinação das duas leis vistas acima:

$$N = a \frac{(P'' - P')}{\sqrt{M}} + b \frac{(P''^2 - P'^2)}{\mu} \quad \text{Eq.5.3}$$

5.1.3 – Mistura de Dois Gases

O caso de mistura binária é importante pois engloba o da mistura do $U^{235}F_6$ com $U^{238}F_6$, já que a influência do $U^{234}F_6$ e do $U^{236}F_6$ pode, a princípio, ser desprezada.

Considerando a Figura 5.3, onde temos:

N_1 = corrente molar da fração leve

N_2 = corrente molar da fração pesada

X'', Y' = frações molares do gás leve na entrada e saída, respectivamente;

$(1 - X''), (1 - Y')$ = frações molares do gás pesado na entrada e saída, respectivamente;

P = fração molar do componente leve, no fluxo líquido que atravessa a barreira.

Analisa-se primeiramente o caso ideal e em seguida discute-se o caso real. ©

5.1.4 – Separação Ideal

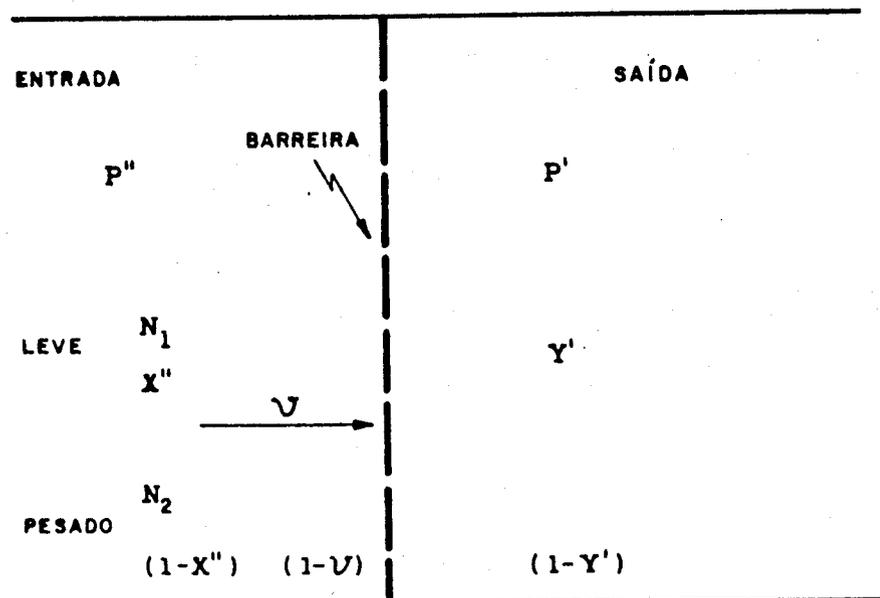
Neste caso há duas hipóteses a considerar:

- a pressão de entrada é pequena, podendo-se considerar o fluxo molecular.
- A pressão de saída é desprezível. Com essas hipóteses temos:

$$\frac{P'}{P''} \rightarrow 0$$

Deste modo:

$$N_1 = \frac{aP''X''}{\sqrt{M_1}} \quad \text{e} \quad N_2 = \frac{aP''(1-X'')}{\sqrt{M_2}}$$



A fração molar do gás leve, no fluxo líquido que atravessa a barreira é:

$$\nu = \frac{N_1}{N_1 + N_2}$$

analogamente para o gás pesado:

$$(1 - \nu) = \frac{N_2}{N_1 + N_2}$$

Dividindo-se as duas expressões:

$$\frac{\nu}{1 - \nu} = \frac{N_1}{N_2} = \frac{X'' \sqrt{M_2}}{(1 - X'') M_1} \quad \text{e portanto}$$

$$\frac{\nu}{X''} \cdot \frac{(1 - X'')}{(1 - \nu)} = \sqrt{\frac{M_2}{M_1}}$$

ou de outra forma:

$$\frac{\nu}{X''} / \frac{(1-\nu)}{(1-X'')} = \sqrt{\frac{M_2}{M_1}} = \alpha_o \quad \text{Eq.5.4}$$

sendo α_o chamado fator de separação ideal, e indica a razão entre as frações molares do gás leve e as frações molares do gás pesado.

Como geralmente utiliza-se no processo de separação o hexafluoreto de urânio, o valor de α_o pode ser calculado, e vale:

$$\alpha_o = \sqrt{\frac{U^{238}F_6}{U^{235}F_6}} = \sqrt{\frac{352}{349}} \rightarrow \alpha_o = 100429$$

A composição do gás de entrada (X_o) que resulta num fluxo líquido de composição ν é encontrada substituindo-se X'' por X_o .

$$X_o = \frac{\nu}{\nu + \alpha_o (1-\nu)} \quad \text{Eq.5.5}$$

5.1.5 – Eficiência de Separação da Barreira

No caso real devem ser considerados três efeitos que alteram os resultados da secção anterior^(6,19):

- 1) A pressão de saída P' não é desprezível causando um fluxo molecular no sentido da saída para a entrada, que dificulta a separação.
- 2) Não se pode considerar apenas fluxo molecular, pois uma certa porção de gás apresenta fluxo laminar.
- 3) A resistência à transferência de massa na saída da barreira diminui a separação.

A redução na separação provocada pelos três efeitos acima é expressa definindo-se uma eficiência de separação Z :

$$Z = \frac{\nu - X''}{\nu - X_o} \quad \text{Eq.5.6}$$

Vamos analisar mais detalhadamente o primeiro efeito.

5.1.6 – Efeito da Pressão de Saída

Consideremos uma pressão de saída P' finita, mas com P' e P'' pequenas tal que existe apenas fluxo molecular. Neste caso o fluxo líquido é igual à diferença entre os fluxos nos dois sentidos:

$$N_1 = \frac{a}{\sqrt{M_1}} (P''X'' - P'Y')$$

$$N_2 = \frac{a}{\sqrt{M_2}} [P''(1 - X'') - P'(1 - Y')]$$

A composição do fluxo líquido é portanto:

$$\begin{aligned} \nu &= \frac{N_1}{N_1 + N_2} = \frac{(a/\sqrt{M_1})(P''X'' - P'Y')}{\frac{a}{\sqrt{M_1}}(P''X'' - P'Y') + \frac{a}{\sqrt{M_2}}[P''(1 - X'') - P'(1 - Y')]} \\ &= \frac{\left(\frac{a}{\sqrt{M_1}}\right) \left(X'' - \frac{P'}{P''} Y'\right)}{\frac{a}{\sqrt{M_1}} \left(X'' - \frac{P'}{P''} Y'\right) + \frac{a}{\sqrt{M_2}} \left[(1 - X'') - \frac{P'}{P''} (1 - Y')\right]} \\ &= \frac{\frac{\sqrt{M_2}}{\sqrt{M_1}} \left(X'' - \frac{P'}{P''} Y'\right)}{\frac{\sqrt{M_2}}{\sqrt{M_1}} \left(X'' - \frac{P'}{P''} Y'\right) + (1 - X'') - \frac{P'}{P''} (1 - Y')} \end{aligned}$$

chamando $r = \frac{P'}{P''}$ e sabendo que $\alpha_o = \sqrt{\frac{M_2}{M_1}}$, temos:

$$\begin{aligned} \nu &= \frac{\alpha_o (X'' - rY')}{\alpha_o X'' - \alpha_o rY' + 1 - X'' - r + rY'} \\ \nu &= \frac{\alpha_o (X'' - rY')}{\alpha_o X'' + 1 - X'' - r(\alpha_o Y' + 1 - Y')} \end{aligned}$$

tirando o valor de X'' na equação acima temos:

$$\nu \alpha_o X'' + \nu - \nu X'' - r\nu(\alpha_o Y' + 1 - Y') = \alpha_o X'' - \alpha_o rY'$$

$$X'' = [\nu \alpha_o - \nu - \alpha_o] = r\nu(\alpha_o Y' + 1 - Y') - \alpha_o rY' - \nu$$

$$X'' = \frac{r\nu(\alpha_o Y' + 1 - Y') - \alpha_o rY' - \nu}{\nu \alpha_o - \nu - \alpha_o}$$

$$X'' = \frac{\nu(\alpha_0 Y' + 1 - Y') - \alpha_0 r Y' - \nu}{\alpha_0 (\nu - 1) - \nu}$$

$$X'' = \frac{\nu - r(\nu \alpha_0 Y' + \nu - \nu Y' - \alpha_0 Y')}{\alpha_0 - \alpha_0 (\nu - 1)}$$

$$X'' = \frac{\nu + r(\alpha_0 Y' + \nu Y' + \nu Y' - \nu \alpha_0 Y' - \nu)}{\nu + \alpha_0 (1 - \nu)}$$

Substituindo na Eq. 5.6 obtém-se o valor da eficiência de separação:

$$Z = \frac{\nu - X''}{\nu - X_0} = \frac{\nu - \frac{\nu + r(\alpha_0 Y' + \nu Y' - \nu \alpha_0 Y' - \nu)}{\nu + \alpha_0 (1 - \nu)}}{\nu - \frac{\nu}{\nu + \alpha_0 (1 - \nu)}}$$

$$Z = \frac{\nu[\nu + \alpha_0(1 - \nu)] - \nu - r(\alpha_0 Y' + \nu Y' - \nu \alpha_0 Y' - \nu)}{\nu[\nu + \alpha_0(1 - \nu)] - \nu}$$

$$Z = \frac{\nu[\nu + \alpha_0(1 - \nu) - 1] - r(\alpha_0 Y' + \nu Y' - \nu \alpha_0 Y' - \nu)}{\nu[\nu + \alpha_0(1 - \nu) - 1]}$$

$$Z = \frac{\nu(1 - \nu)(\alpha_0 - 1) - r(\alpha_0 Y' + \nu Y' - \nu \alpha_0 Y' - \nu)}{\nu(1 - \nu)(\alpha_0 - 1)}$$

$$Z = 1 - r \frac{\alpha_0 Y' (1 - \nu) - \nu(1 - Y')}{\nu(1 - \nu)(\alpha_0 - 1)}$$

Eq.5.7

Para o caso de composição do gás igual àquela do fluxo líquido atravessando a barreira $\rightarrow Y' = \nu$ temos:

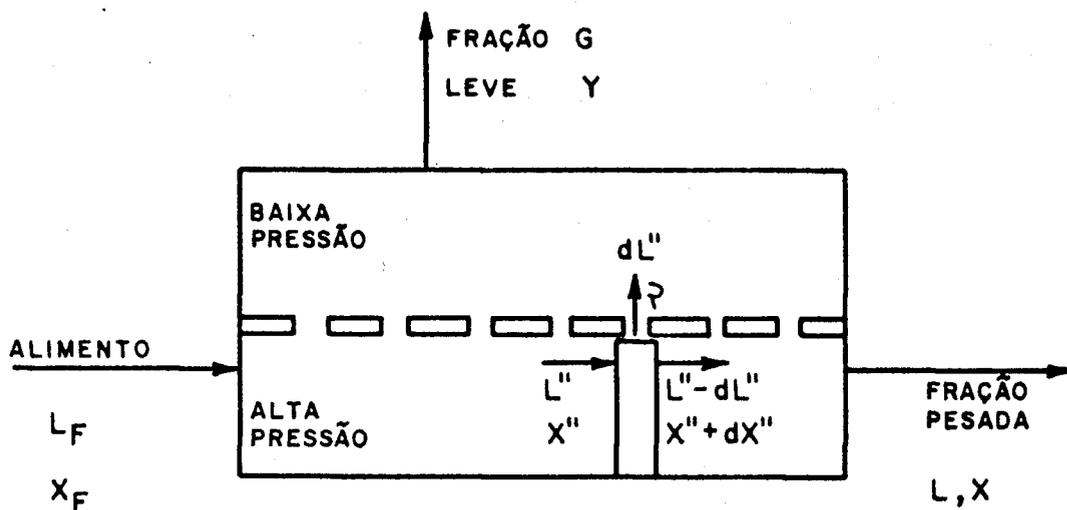
$$Z = 1 - r \frac{\alpha_0 \nu (1 - \nu) - \nu(1 - \nu)}{\nu(1 - \nu)(\alpha_0 - 1)} = 1 - r \frac{\nu(1 - \nu)(\alpha_0 - 1)}{\nu(1 - \nu)(\alpha_0 - 1)}$$

$$Z = 1 - r$$

Eq.5.8

5.1.7 – Característica do Estágio de Separação

Considere o estágio de separação esquematizado na Figura 5.4.



O alimento que entra no estágio contém uma fração molar X_F de componente leve. O estágio o separa em uma fração leve contendo uma fração molar Y do componente leve e uma fração pesada contendo uma fração molar X . De tal modo que: $Y > X_F > X$.

O fator de separação do estágio α é definido como sendo:

$$\alpha = \frac{Y(1-X)}{X(1-Y)} \quad \text{Eq.5.9}$$

A eficiência de separação do estágio E é definida como sendo:

$$E = \frac{Y-X}{Y-X_0} \quad \text{Eq.5.10}$$

onde X_0 é a composição do gás na entrada de uma barreira ideal que daria na saída um gás de composição Y .

Da equação 5.5, temos:

$$Y - X_0 = \frac{(\alpha_0 - 1) Y (1 - Y)}{Y + \alpha_0 (1 - Y)} \quad \text{Eq.5.11}$$

Como para o hexafluoreto de urânio $\alpha_0 = 1,00429$ ou seja, $\alpha_0 - 1 \ll 1$, e Y , X , e X_0 são quase iguais podemos escrever:

$$\alpha - 1 = \frac{Y(1-X)}{X(1-Y)} - 1 = \frac{Y(1-X) - X(1-Y)}{X(1-Y)} = \frac{Y-X}{X(1-Y)}$$

$$(\alpha - 1) X (1 - Y) = Y - X \quad \text{ou} \quad Y - X = (\alpha - 1) X (1 - Y)$$

Como:
$$E = \frac{Y - X}{Y - X_0} = \frac{Y - X}{(\alpha_0 - 1) X (1 - Y)}$$

e portanto:

$$E = \frac{\alpha - 1}{\alpha_0 - 1} \quad \text{Eq.5.12}$$

Vamos determinar agora a relação entre a eficiência de separação do estágio, E , e a eficiência de separação da barreira, Z .

Analisaremos dois casos:

- a) **Composição Uniforme:** quando o gás, em ambos os lados da barreira, tem composição uniforme (ou seja mistura perfeita), o gás na região de alta pressão tem a mesma composição que a fração pesada.

$$X'' = X$$

e além disso, o gás atravessando a barreira, o gás na região de baixa pressão, e a fração leve têm mesma composição.

$$\nu = Y' = Y$$

Logo neste caso:

$$E = \frac{Y - X}{Y - X_0} = \frac{\nu - X}{\nu - X_0} \rightarrow E = Z$$

$$Z = \frac{\nu - X''}{\nu - X_0} = \frac{\nu - X}{\nu - X_0}$$

Portanto para composição uniforme do gás ao longo de toda região, a eficiência do estágio é a própria eficiência da barreira.

- b) **Composição não-uniforme:** quando a composição do gás varia na direção do fluxo, a fração molar do componente leve na região de alta pressão, X'' , diminui de X_F para X . Isto ocorre pois o componente leve vai passando para a região de baixa pressão. Do mesmo modo o fluxo molar L'' diminui de L_F para L . Este caso é mais realístico e é regido pela equação diferencial:

$$\nu dL'' = L''X'' - (L'' - dL'')(X'' + dX'') \quad \text{Eq.5.13}$$

onde:

$\nu dL''$ = massa de componente leve atravessando a barreira numa faixa de largura unitária.

$L''X''$ = massa de componente leve à esquerda da faixa;

$(L'' - dL'')(X'' + dX'')$ = massa de componente leve à direita da faixa.

Desenvolvendo a expressão acima:

$$L'' \frac{dX''}{dL''} = X'' - \nu$$

Mas

$$\nu - X'' = X(\alpha_0 - 1)X''(1 - X'') \rightarrow$$

$$\rightarrow L'' \frac{dX''}{dL''} = -Z(\alpha_0 - 1)X''(1 - X'') \quad \text{Eq.5.14}$$

Geralmente a eficiência da barreira Z depende da composição do gás Y' na região de baixa pressão, e a resolução da equação acima torna-se muito difícil. Quando Z é independente da composição integra-se do seguinte modo:

Supomos que X'' varie tão pouco com L'' que pode ser considerado constante e igual a X :

$$\int_{X_F}^X \frac{dX''}{X''(1 - X'')} = - \int_{L_F}^L \frac{dL''}{L''} Z(\alpha_0 - 1)$$

$$\frac{(X - X_F)}{X(1 - X)} = -X(\alpha_0 - 1) \ln \frac{L}{L_F}$$

$$X_F - X = Z(\alpha_0 - 1)X(1 - X) \ln \frac{L_F}{L} \quad \text{Eq.5.15}$$

A conservação do componente leve permite escrever:

$$\frac{G}{L_F} = \frac{X_F - X}{Y - X} \rightarrow Y - X = -Z (\alpha_o - 1) X (1 - X) \frac{L_F}{G} \ln \frac{L_F}{L}$$

Da equação 5.12 obtemos a eficiência do estágio em função da eficiência da barreira:

$$E = \frac{Y - X}{(\alpha_o - 1) X (1 - X)} = \frac{-Z (\alpha_o - 1) X (1 - X) \frac{L_F}{G} \ln \frac{L_F}{L}}{(\alpha_o - 1) X (1 - X)}$$

$$E = -Z \frac{L_F}{G} \ln \frac{L_F}{L}$$

Eq.5.16

Chamando de $\theta = \frac{G}{L_F}$ à fração do gás que sofreu difusão (também chamado "corta"), temos:

$$\frac{L_F}{L} = \frac{L_F}{L_F - G} = \frac{1}{1 - \frac{G}{L_F}} = \frac{1}{1 - \theta} \rightarrow$$

$$\rightarrow E = -Z \cdot \frac{1}{\theta} \cdot \ln \left(\frac{1}{1 - \theta} \right)$$

$$E = \frac{Z}{\theta} \ln (1 - \theta)$$

Eq.5.17

Como $\frac{\ln (1 - \theta)}{\theta} > 1 \Rightarrow E > Z$ e portanto,

a eficiência do estágio é maior que a da barreira.

Em uma cascata ideal, em que $\theta = 1/2$, ou seja o alimento divide-se em duas frações iguais, temos:

$$E = Z \frac{\ln 1/2}{1/2} = 1,386Z$$

5.2 – Centrifugação

A separação isotópica por centrifugação baseia-se no seguinte processo: uma mistura de dois gases contidos num cilindro em rotação é separada, com a componente de maior massa molecular concentrando-se na superfície mais externa, e a componente mais leve concentrando-se junto ao eixo do cilindro.

O poder máximo de separação depende da quarta potência da velocidade periférica^(7,8,9), e esta por sua vez é limitada apenas pelas características físicas do material utilizado na construção do cilindro da centrífuga.

Deste modo, o enriquecimento por centrifugação tem o seu desenvolvimento associado às pesquisas de materiais mais resistentes.

5.2.1 – Distribuição de Densidades e Pressões em um Gás Submetido à Centrifugação

Considere um gás isotopicamente puro, submetido à centrifugação, com as seguintes hipóteses:

- A centrífuga é cilíndrica e fechada, tal que a massa de gás durante a operação é constante.
- O gás adquire a mesma velocidade angular da centrífuga.
- A centrífuga tem velocidade angular ω constante.
- No equilíbrio, não existe movimento do gás nas direções axial e azimutal.
- O processo é isotérmico, com uma temperatura absoluta T .

A centrífuga está representada na Figura 5.5 num sistema de coordenadas, com eixo coincidente com o eixo Z.

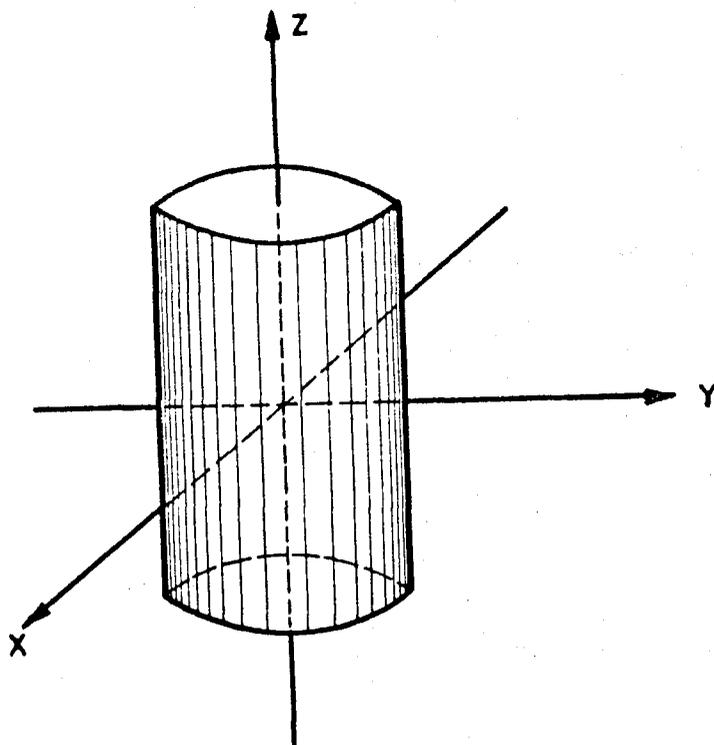


Figura 5.5 – Representação da Centrífuga no Sistema de Coordenadas

Seja $d\tau$ um volume diferencial de gás no interior da centrífuga, de posição:

$$\vec{q} = X \vec{i} + Y \vec{j} + Z \vec{k}$$

A velocidade e aceleração do elemento de volume são:

$$\vec{V} = \frac{d\vec{q}}{dt} = \frac{dX}{dt} \vec{i} + \frac{dY}{dt} \vec{j} + \frac{dZ}{dt} \vec{k}$$

$$\frac{d\vec{V}}{dt} = \frac{d^2\vec{q}}{dt^2} = \frac{d^2X}{dt^2} \vec{i} + \frac{d^2Y}{dt^2} \vec{j} + \frac{d^2Z}{dt^2} \vec{k}$$

Por hipótese as componentes da velocidade e aceleração na direção axial são nulas, no equilíbrio, logo:

$$\frac{dZ}{dt} = 0 \quad \text{e} \quad \frac{d^2Z}{dt^2} = 0$$

Transformando para coordenadas cilíndricas:

$$X = r \cos \theta$$

$$Y = r \sin \theta$$

Como o movimento se realiza em circunferências concêntricas, sem deslocamento azimutal, o raio r se mantém constante no equilíbrio.

Derivando, temos:

$$\frac{dX}{dt} = r \sin \theta \frac{d\theta}{dt} \quad \frac{d^2X}{dt^2} = -r \cos \theta \left(\frac{d\theta}{dt}\right)^2 - r \sin \theta \frac{d^2\theta}{dt^2}$$

$$\frac{dY}{dt} = r \cos \theta \frac{d\theta}{dt} \quad \frac{d^2Y}{dt^2} = r \sin \theta \left(\frac{d\theta}{dt}\right)^2 + r \cos \theta \frac{d^2\theta}{dt^2}$$

Como $W = \frac{d\theta}{dt} = \text{constante} \rightarrow \frac{d^2\theta}{dt^2} = \frac{dW}{dt} = 0$

finalmente, fazendo as substituições, temos:

$$\frac{d\vec{V}}{dt} = -(r \cos\theta \vec{i} + r \sin\theta \vec{j}) \left(\frac{d\theta}{dt}\right)^2$$

$$\frac{d\vec{V}}{dt} = \vec{r} \left(\frac{d\theta}{dt}\right)^2 = -\vec{r} \omega^2$$

O vetor aceleração é perpendicular ao eixo Z e de sentido oposto a \vec{r} , ou seja dirigido para o centro do eixo de rotação.

Consideremos agora um volume V de superfície S contendo uma massa de gás, girando em torno de Z, formado pela soma dos elementos $d\tau$. Sobre este volume atuam as forças:

- externas: tais como a da gravidade, representadas por \vec{f} (dinas/unidade de massa).
- de pressão: $\vec{f}_1 = Pd\vec{S}$, sendo $d\vec{S}$ um versor perpendicular a S.

A força total agindo em V é:

$$\vec{F} = \iiint_V \vec{f} \rho d\tau - \iint_S Pd\vec{S}$$

Onde:

ρ = densidade do gás.

$\rho d\tau$ = massa do elemento de volume.

Pelo teorema de Gauss:

$$\iint_S Pd\vec{S} = \iiint_V \nabla P d\tau = \iiint_V \text{grad}P d\tau, \text{ substituindo:}$$

$$\vec{F} = \iiint_V (\vec{f}\rho - \text{grad}P) d\tau \quad \text{Eq.5.18}$$

Por outro lado, a força que atua sobre V pode ser obtida derivando a quantidade de movimento em relação ao tempo:

$$\vec{F} = \frac{d}{dt} \iiint_V \vec{V} \rho d\tau = \iiint_V \frac{d\vec{V}}{dt} \rho d\tau + \iiint_V \vec{V} \frac{d}{dt} (\rho d\tau)$$

Como a massa, $\rho d\tau$, é constante com o tempo:

$$\frac{d}{dt} (\rho d\tau) = 0 \rightarrow \vec{F} = \iiint_V \frac{d\vec{V}}{dt} \rho d\tau \quad \text{Eq.5.19}$$

igualando a Eq. 5.18 com a Eq. 5.19, temos

$$\vec{f} \rho - \text{grad } P = \frac{d\vec{V}}{dt} \rho$$

Desprezando-se as forças externas: $\vec{f} = 0$

$$\frac{d\vec{V}}{dt} = -\frac{1}{\rho} \text{grad } P$$

$$\vec{r} W^2 = \frac{1}{\rho} \text{grad } P$$

mas $\frac{d\vec{V}}{dt} = -\vec{r} W^2$

Em coordenadas cilíndricas:

$$\text{grad } P = \frac{dP}{dr} \vec{R} + \frac{1}{r} \frac{\partial P}{\partial \theta} \vec{P} + \frac{\partial P}{\partial Z} \vec{k}, \text{ logo temos:}$$

$$\vec{r} W^2 = \frac{1}{\rho} \left[\frac{\partial P}{\partial r} \vec{R} + \frac{1}{r} \frac{\partial P}{\partial \theta} \vec{P} + \frac{\partial P}{\partial Z} \vec{k} \right]$$

No equilíbrio: $\frac{\partial P}{\partial \theta} = \frac{\partial P}{\partial Z} = 0$ e portanto

$$\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial r} = r W^2$$

como $P = P(r)$ e $\rho = \rho(r) \rightarrow$

$$\rightarrow \frac{1}{\rho} \frac{dP}{dr} = r W^2$$

Eq.5.20

Supondo gás perfeito $P = \frac{\rho RT}{M}$

$$\frac{dP}{dr} = \frac{RT}{M} \frac{d\rho}{dr}$$

Substituindo na eq. 5.20

$$\frac{1}{\rho} \frac{d\rho}{dr} \cdot \frac{RT}{M} = r W^2$$

$$\ln \frac{\rho(r)}{\rho(0)} = \frac{M W^2 r^2}{2 RT}$$

$$\rho(r) = \rho(0) e^{\frac{MW^2 r^2}{2 RT}}$$

Analogamente

$$P(r) = P(0) e^{\frac{MW^2 r^2}{2 RT}}$$

5.2.2 – Fator de Separação

Em uma mistura de gases ($U^{235}F_6$ e $U^{238}F_6$) a pressão parcial de cada componente é dada por:

$$P_1 = P_1(0) \exp\left(\frac{M_1 W^2 r^2}{2 RT}\right) \quad \text{Eq.5.21}$$

$$P_2 = P_2(0) \exp\left(\frac{M_2 W^2 r^2}{2 RT}\right) \quad \text{Eq.5.22}$$

A fração molar do componente leve é:

$$X' = \frac{P_1}{P_1 + P_2} = \frac{\text{Pressão parcial de 1}}{\text{pressão total}}$$

A fração molar do componente pesado é:

$$(1 - X') = \frac{P_2}{P_1 + P_2} = \frac{\text{Pressão parcial de 2}}{\text{pressão total}}$$

A taxa de abundância é obtida achando-se a razão entre X' e $(1 - X')$

$$\xi = \frac{X'}{(1 - X')} = \frac{P_1}{P_2} = \frac{P_1(0) \exp\left(\frac{M_1 W^2 r^2}{2 RT}\right)}{P_2(0) \exp\left(\frac{M_2 W^2 r^2}{2 RT}\right)}$$

$$\rightarrow \xi(r) = \xi(0) \exp\left[\frac{(M_1 - M_2)W^2 r^2}{2 RT}\right]$$

como $M_2 > M_1 \rightarrow \xi(0) = \xi(r) \exp\left[\frac{(M_2 - M_1)W^2 r^2}{2 RT}\right]$

O fator de separação é por definição a razão entre as taxas de abundância, ou seja:

$$\alpha = \exp \left[\frac{(M_2 - M_1)W^2 r^2}{ZRT} \right]$$

É importante verificar que o fator de separação depende da diferença entre as massas moleculares enquanto que no caso da difusão gasosa depende da razão das massas.

Podemos observar na Tabela V.1^(7,8,9) os valores de α para várias velocidades periféricas, para o UF₆,

$$R = 8,319 \times 10^7 \text{ g-cm}^2/\text{seg}^2 (\text{°K}) \text{ mol}$$

Tabela V.1
Valores do Fator de Separação

velocidade (m/S)	α
Wr	
200	1,00543
200	1,0219
300	1,0499
400	1,0905
500	1,1450

Notamos ainda na Tabela V.1 que os valores de α são bem maiores do que na difusão gasosa. Isto possibilita a utilização de menos estágios, no caso da centrifugação, para atingir-se um determinado enriquecimento.

5.2.3 – Equação Diferencial da Centrifugação

Até agora fizemos a hipótese de que a massa de gás dentro do cilindro é constante. Na realidade há um fluxo de alimentação e de saída do cilindro, provocando movimentos do gás, que alteram o equilíbrio. A equação diferencial que governa o processo⁽³⁾ é a seguinte:

$$\underbrace{P \frac{\partial X'}{\partial t}}_{(1)} = \underbrace{\frac{1}{r} DP}_{(2)} \frac{\partial}{\partial r} \left[\frac{(M_2 - M_1)W^2 r^2}{RT} X'(1 - X') + r \frac{\partial X'}{\partial r} \right] - \underbrace{\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (X'rPV)}_{(4)} -$$

$$\underbrace{- \frac{\partial}{\partial Z} (X'PV)}_{(5)} + \underbrace{D \frac{\partial^2}{\partial Z^2} (PX')}_{(6)}$$

onde temos os seguintes termos:

- (1) = variação da composição do gás com o tempo;
- (2) = fluxo de massa na direção radial causado pela ação centrífuga;
- (3) = fluxo de massa na direção oposta causado pelo gradiente de densidades;
- (4) = fluxo de massa causado pelo movimento do gás, na direção radial;
- (5) = fluxo de massa causado pelo movimento do gás, na direção axial;
- (6) = fluxo de massa na direção oposta causado pelo gradiente de densidades;

Vários tipos de centrifugação são descritos pela Equação diferencial dada acima: a centrífuga com evaporação, a centrífuga com correntes paralelas, e a centrífuga contra-corrente.

Vamos destacar a solução para a centrífuga contra-corrente que é atualmente a mais importante.

O processo de operação está ilustrado na Figura 5.6

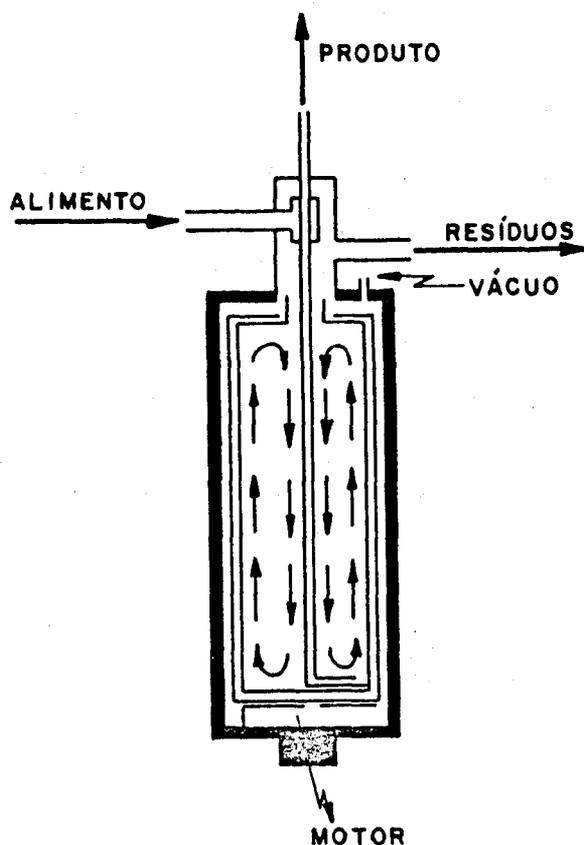


Figura 5.6 – Centrífuga Contra-Corrente

Neste caso temos as seguintes simplificações:

a) não existe componente radial da velocidade, logo: $V = 0$

b) a componente axial da velocidade depende apenas do raio, ou seja da distância até o eixo,

$$\text{logo: } \frac{\partial PW}{\partial Z} = 0$$

c) o processo ocorre no estado estacionário: $\frac{\partial X'}{\partial t} = 0$

A equação diferencial torna-se:

$$\frac{DP}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[\frac{(M_2 - M_1)W^2 r^2}{RT} X' (1 - X') + r \frac{\partial X'}{\partial Z} \right] - PW \frac{\partial X'}{\partial Z} + D \frac{\partial^2}{\partial Z^2} (PX') = 0$$

que tem solução da forma^(7,8,9):

$$\frac{X'(Z)}{X'(0)} = \frac{(1 - \psi) e^{2\epsilon_0 \frac{2M}{1+M^2} (1 + \psi) Z}}{1 + \psi e^{2\epsilon_0 \frac{2M}{1+M^2} (1 + \psi) Z}}$$

Esta equação permite determinar o enriquecimento produzido em uma centrífuga contra-corrente de altura Z . Na equação, M é função da taxa de fluxo interno de recirculação, enquanto que ϵ_0 e ψ dependem do valor de PW , ou seja do fluxo de massa ascendente, ou descendente, para cada raio da centrífuga. Esta grandeza, porém, depende do perfil de velocidade (distribuição) e da sua grandeza.

O perfil de velocidade é fixado por dispositivos internos do rotor (posição das contra-correntes, método de recirculação, etc). Por outro lado a grandeza do fluxo é uma variável que pode ser modificada pelo operador.

O fluxo interno de recirculação L é definido como sendo:

$$L = \frac{2\pi}{RT} \int_0^{r_0} |PW| r dr \text{ moles/seg.}$$

Para um certo perfil de velocidade, o valor de PW para cada raio é proporcional ao fluxo interno de recirculação, ou seja:

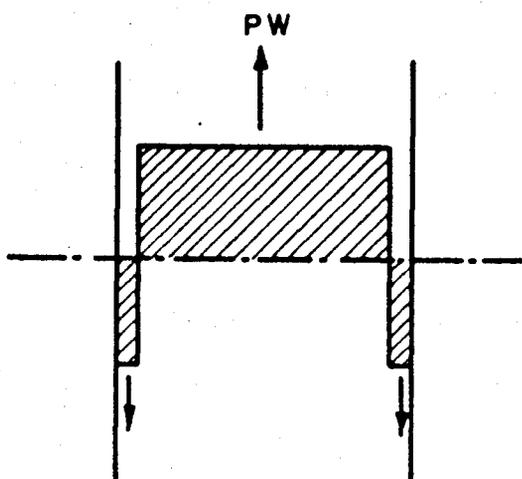
$$\frac{PW}{L} = \text{constante}$$

O perfil de velocidade ótimo que dá o máximo poder de separação da centrífuga é:

$$P \cdot W = \text{constante}$$

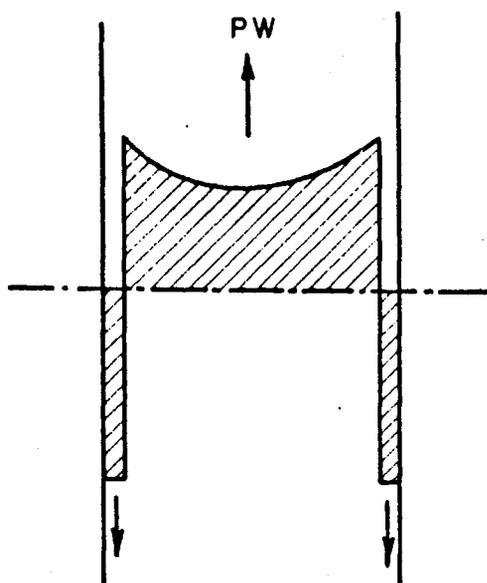
no entanto, este perfil de velocidade não pode ser obtido na prática, pois sempre haverá gás fluindo na direção descendente.

Na Figura 5.7 está representado o perfil ótimo de velocidade, enquanto na Figura 5.8 está esquematizado um perfil utilizado na prática.



Há uma corrente de gás localizada em uma película de pequena espessura, e uma corrente em sentido contrário, estendendo-se no resto do cilindro.

Figura 5.7 – Perfil Ótimo de Velocidade: $PW = \text{constante}$



Uma distribuição de velocidade que se assemelha com o perfil ótimo é chamada perfil térmico. Consegue-se a recirculação mantendo-se o extremo da centrífuga a uma temperatura superior à média do gás e o outro extremo à temperaturas inferiores.

Figura 5.8 – Perfil de Velocidade $W\sqrt{P} = \text{constante}$

5.2.5 – Fator de Separação Máximo

O fator de separação máximo é dado pela seguinte equação^(3,7,8,9):

$$\alpha_{\text{Max}} = \exp \left[\frac{(M_2 - M_1)W^2 r_0^2}{2 RT} \frac{\sqrt{2} z}{2 r_0} \right]$$

α_{Max} é função da diferença das massas e pode ser variado, modificando-se o valor da razão $\frac{z \sqrt{2}}{r_0}$.

5.3 – Jato Centrífugo

A separação isotópica pelo método do jato centrífugo é efetuada pelo mesmo mecanismo básico da centrifugação. Porém, os problemas mecânicos são evitados pois as forças centrífugas são geradas por deflecção de um jato a alta velocidade consistindo de hexafluoreto de urânio e um gás leve auxiliar⁽¹⁶⁾.

A Figura 5.9 ilustra um esquema do sistema usado no desenvolvimento comercial do processo.

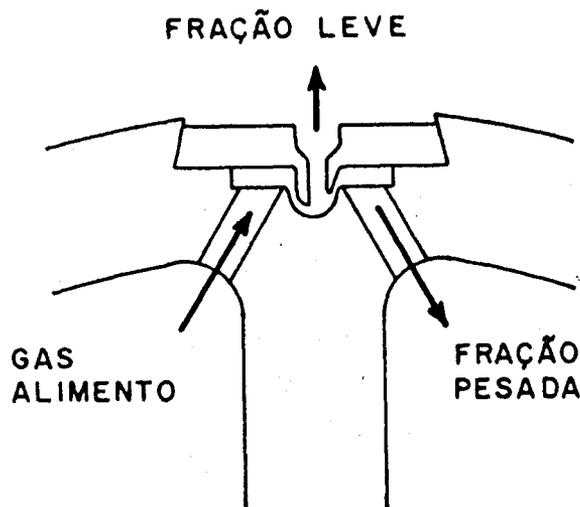


Figura 5.9 – Unidade de Separação do Processo de Jato Centrífugo

O hexafluoreto de urânio misturado com um gás leve expande-se através de uma parede fixa curva. No fim da deflecção, o fluxo é dividido em uma fração leve e uma fração pesada por meio de um "facão".

O gás auxiliar leve, presente em grande quantidade, aumenta a velocidade do UF_6 , e portanto, aumenta a intensidade da força centrífuga que determina a separação. Além disso o gás auxiliar impede a sedimentação do UF_6 na parede curva, contribuindo para a separação isotópica.

5.3.1 – Equação Diferencial do Jato Centrífugo

A força de empuxo agindo em uma partícula é dada pela diferença entre a massa da partícula M_1 e a massa molecular média do gás M , multiplicada pela aceleração local \vec{a} :

$$\vec{F} = -(M_1 - M) \vec{a}$$

Para uma mistura de três componentes ($U^{235}F_6$, $U^{238}F_6$, e o gás leve) temos:

$$M = \sum_{i=1}^3 M_i N_i$$

onde M_i são as massas moleculares e N_i as concentrações molares.

Consideremos as seguintes concentrações:

$N \rightarrow$ Razão de partículas do isótopo leve do urânio pelo número total de partículas de urânio.

$N' \rightarrow$ Concentração de urânio na mistura total.

Deste modo temos:

$$M = [M_1 N + M_2 (1 - N)] N' + m(1 - N')$$

onde m é a massa molecular do gás leve auxiliar.

A força de empuxo na partícula leve de urânio é então:

$$\vec{F} = [M_2 N' - M_1 - (M_2 - M_1) N M' + m(1 - N')] \vec{a}$$

e na partícula pesada:

$$\vec{F}_2 = [M_2 (N' - 1) - (M_2 - M_1) N M' + m(1 - N')] \vec{a}$$

O empuxo de todas as partículas resulta num gradiente de pressão para os dois componentes do urânio:

$$\nabla P_1 = [M_2 N' - M_1 - (M_2 - M_1) N M' + m(1 - N')] N N' \rho \vec{a}$$

$$\nabla P_2 = [M_2(N' - 1) - (M_2 - M_1)NN' + m(1 - N')](1 - N)N'\rho\vec{a}$$

Esses gradientes de pressão causam as seguintes densidades de correntes moleculares de difusão:

$$\vec{J}_1 = -\frac{D}{RT} [M_2N' - M_1 - (M_2 - M_1)NN' + m(1 - N')]NN'\rho\vec{a}$$

$$\vec{J}_2 = \frac{D}{RT} [M_2(N' - 1) - (M_2 - M_1)NN' + m(L - N')](1 - N)N'\rho\vec{a}$$

onde por hipótese os isótopos do urânio têm mesmo coeficiente de difusão.

A corrente total de difusão do urânio é

$$\vec{J}_D^* = \vec{J}_1 + \vec{J}_2 = -\frac{D}{RT} [-M_2 + (M_2 - M_1)N + m]N'(1 - N)\rho\vec{a} \quad \text{Eq.5.23}$$

Como estamos interessados na separação dos isótopos do urânio, vamos expressar a diferença entre a corrente de difusão do componente leve do urânio e a do urânio total:

$$\vec{J}_D = \vec{J}_1 - N(\vec{J}_1 + \vec{J}_2)$$

ou seja:

$$J_D = \frac{D\rho N'}{RT} (M_2 - M_1)N(1 - N)\vec{a} \quad \text{Eq.5.24}$$

Sendo M' a massa média do hexafluoreto de urânio, ou seja, $M' = M_1N + M_2(1 - N)$, podemos reescrever a equação 5.23 como:

$$\vec{J}_D^* = \frac{D\rho}{RT} (M' - m)N'(1 - N)\vec{a} \quad \text{Eq.5.25}$$

Deste modo as equações 5.24 e 5.25 descrevem as correntes de difusão do isótopo leve e do urânio total, respectivamente, causadas pela aceleração local.

Devemos considerar, ainda, correntes de sentido contrário dado o fato de haver um gradiente de concentração. Para o componente leve do urânio essa corrente é:

$$J'_b = -D\rho\nabla(NN')$$

e para o urânio total temos:

$$\vec{J}_b^* = -D\rho\nabla N' \quad \text{Eq.5.26}$$

logo a corrente relativa do componente leve para o urânio total é:

$$\vec{J}_b = \vec{J}_b' - N\vec{J}_b^*$$

ou
$$\vec{J}_b = -D\rho\nabla(NN') + ND\rho\nabla N'$$

$$\vec{J}_b = -D\rho N'\nabla N \quad \text{Eq.5.26}$$

Com as equações 5.23, 5.24, 5.25, e 5.26 podemos escrever a equação da continuidade como sendo:

$$\text{div}(\vec{J}_D + \vec{J}_b) = [\vec{J}_D^* + \vec{J}_b^* - \rho\vec{V}N']\nabla N \quad \text{Eq.5.27}$$

onde \vec{V} é a velocidade tangencial da mistura gasosa. Esta equação descreve a separação isotópica por jato centrífugo desde que sejam conhecidas as condições de contorno.

5.3.2 – Poder de Separação

A densidade de potência separativa máxima é dada por⁽¹⁴⁾:

$$\left(\frac{d\delta U}{dV}\right)_{\text{Max}} = D\rho N' \left[\frac{(M_2 - M_1)\vec{a}}{2RT} \right]^2 \quad \text{Eq.5.28}$$

De acordo com esta equação, o gás auxiliar pode influenciar de duas maneiras a densidade de potência separativa máxima. Uma pelo efeito da aceleração local \vec{a} , e outra pelo fator $D\rho N'$, já que este fator é um pouco menor do que $D\rho$. A grande diferença entre as massas moleculares do UF_6 e do He (gás auxiliar) faz com que uma colisão entre uma partícula leve e uma pesada, não altere o movimento das moléculas de UF_6 . Consequentemente, os fenômenos de difusão são análogos àqueles ocorridos em UF_6 puro de mesma densidade. Pode-se portanto, tratar $D\rho N'$ como sendo independente de N' e dado pela fórmula de Brown e Murphy⁽¹⁴⁾.

$$D\rho N' = \frac{1,117}{352} \cdot T^{0,925} \cdot 10^{-6} \frac{\text{mol}}{\text{cm} \cdot \text{seg}}$$

Faz-se agora uma aproximação para ter-se noção mais exata do poder de separação do jato centrífugo.

Seja a aceleração \vec{a} em termos do gradiente de pressão:

$$\vec{a} = \frac{\nabla P}{M\rho}$$

Usando a equação dos gases ideais: $P = \rho RT$

$$\therefore \left(\frac{d\delta U}{dN}\right)_{\text{Max}} = D\rho N' \left[\frac{M_2 - M_1}{M} \frac{\nabla P}{P} \right]^2$$

desenvolvendo o gradiente de P em coordenadas cilíndricas:

$$\left(\frac{d\delta U}{dV}\right)_{\text{Max}} = D\rho N' \left[\frac{M_2 - M_1}{M} \right]^2 \left\{ \left(\frac{1}{P} \frac{\partial P}{\partial r}\right)^2 + \left(\frac{1}{rP} \frac{\partial P}{\partial \psi}\right)^2 \right\} \quad \text{Eq.5.29}$$

Deste modo observa-se que o gradiente de pressão azimutal contribui para o poder separativo tal como o gradiente de pressão radial. Podemos, então, considerar só o gradiente de pressão radial, e multiplicar o poder de separação obtido por 2.

Para resolvermos a Eq. 5.29 precisamos de dados sobre a distribuição de pressão, massas moleculares médias e temperaturas. Fazendo a aproximação de que estas grandezas não variam com a posição, obtém-se:

$$\delta U_{\text{Max}} = \frac{2}{\pi} D\rho N' \left[\frac{M_2 - M_1}{M} \left(1 - \frac{P_1}{P_0}\right) \right]^2 \cdot \ell$$

Sendo $\frac{P_1}{P_0}$ a taxa de compressão dos compressores e ℓ é a dimensão da parede, na direção perpendicular ao fluxo.

Observa-se que o poder máximo de separação depende diretamente da diferença entre as massas dos isótopos considerados, e da taxa de compressão, além de depender da massa molecular média da mistura.

5.3.3 – Operação

A Figura 5.10 ilustra o elemento de separação para o estágio da usina de enriquecimento em escala industrial. O tambor é constituído de dez unidades de separação, ou seja dez compartimentos. Em cinco destes é feita a entrada do alimento (identificados pela letra A), que passa pela unidade de separação. O produto (fração leve) dirige-se para a periferia do tambor, sendo recolhido em tanques. Os resíduos (fração pesada) dirigem-se para os cinco compartimentos restantes (identificados pela letra P). Daí eles são reciclados para estágios anteriores.

A Figura 5.11 dá uma visão do estágio de separação da usina em escala industrial.

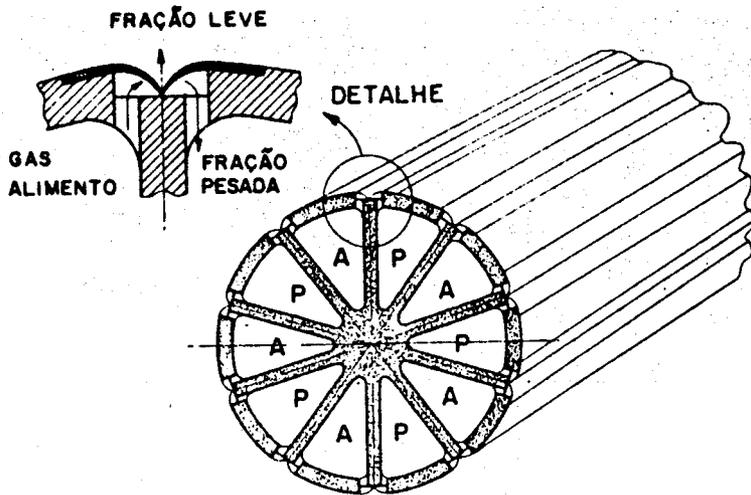


Figura 5.10 – Elementos de separação para estágio de separação, escala industrial

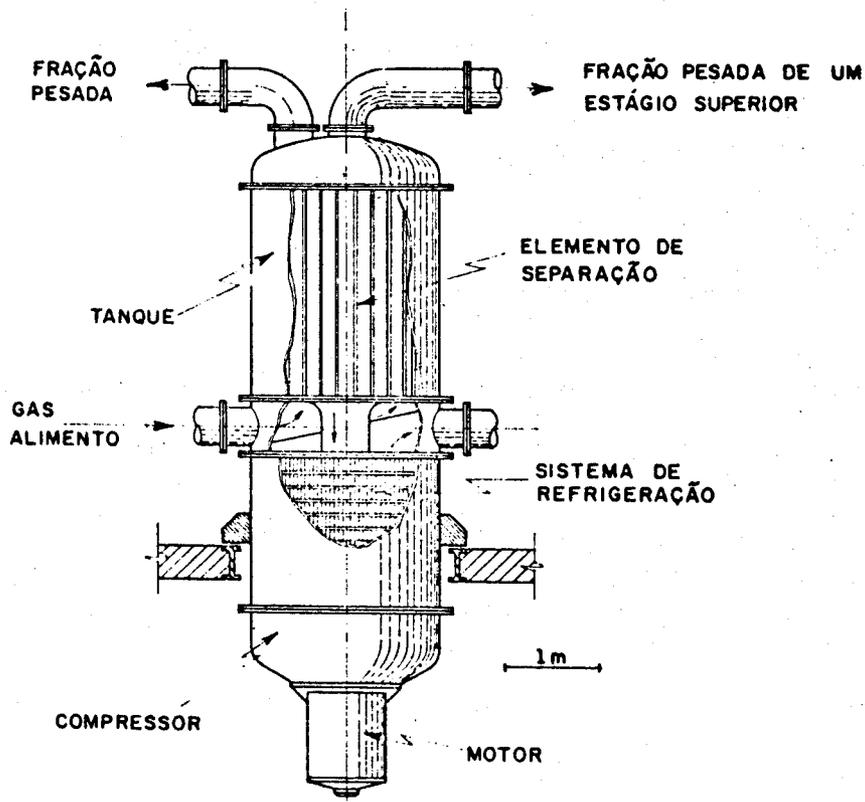


Figura 5.11 – Projeto do elemento de separação em escala industrial

5.4 – Comparação Entre os Métodos de Enriquecimento

A Tabela V.2 mostra o consumo de energia dos processos de enriquecimento estudados neste curso^(4,24,27).

Tabela V.2

Processo de Enriquecimento	Milhões UT\$ ANO	KWh/UT\$	UT\$/MWd
Difusão Gasosa (Usinas Americanas)	17,2	3100	7,7
Centrifugação	9	227	106,0
Jato Centrífugo (Projetada p/Brasil)	0,108	4000	6,0

Observa-se que o consumo de energia da centrifugação é muito menor do que o dos outros dois processos.

Podemos, ainda, resumir as principais vantagens e desvantagens de cada método de Separação^(4,27):

Difusão Gasosa	Jato Centrífugo	Centrífuga à Gás
Consome 4% da energia gerada em reatores LWR, por urânio produzido pelo próprio processo.	Consome 10% da energia gerada em reatores LWR, por urânio produzido pelo próprio processo.	Consumo de energia pequeno.
Custos de capital inicial grandes.	Custos de capital inicial grandes.	Custo inicial pouco menor do que nos outros processos.
Necessários de 1500 a 1600 estágios para enriquecer urânio a 3%.	Necessários 500 estágios para enriquecer urânio a 3%.	Necessárias 10 a 20 centrífugas em série para enriquecer urânio a 3%.

continua. . .

Difusão Gasosa	Jato Centrífugo	Centrífuga à Gás
Investimento específico diminui com o aumento da capacidade da usina.	Investimento específico diminui com o aumento da capacidade.	Pode ser construída em módulos. Necessárias muitas unidades em paralelo para produzir quantidades de urânio de interesse em tecnologia de reatores.
Os diâmetros dos poros das barreiras devem ser da ordem de 10^{-5} mm.	É difícil separar o He do UF_6 .	
A necessidade de grande potência limita a escolha do local da usina.	A necessidade de grande potência limita a escolha do local da usina.	A limitação do fator de separação é apenas por problemas metalúrgicos.
Mais de 30 anos de experiência. Risco tecnológico mínimo.	Foi aprovado apenas em escala de demonstração.	

A Tabela V.3 mostra os custos de investimentos por estágio, para o processo de difusão gasosa em US\$ baseado numa usina com as seguintes especificações⁽¹⁹⁾:

Alimento: 16000 ton UF_6 /ano

Fluxo de Massa do estágio: 3×10^6 ton UF_6 /ano

Produto: 2000 ton UF_6 enriquecido a 3%

Resíduos: 0,3% em U-235

Temperatura: 355°K (80°C)

Pressão: 570 mm de Hg

Número de estágios: 2000

Fluxo volumétrico na bomba de baixa pressão: 20 m³/s

Fluxo volumétrico na bomba de alta pressão: 5 m³/Kcal/s

Calor gerado: 133 Kcal/S.

Tabela V.3

Investimentos por Estágio	Custos Diretos (U\$\$)
Local e estruturas	10 000
Compressor	150 000
Difusor	10 000
Trocador de Calor	100 000
Bomba de alta pressão	30 000
Bomba de baixa pressão	40 000
Instrumentação e controle	60 000
Sistema de ar seco	10 000
Sistema de água de refrigeração	20 000
Sistema de vapor	10 000
Sistema de potência elétrica	20 000
Outros	20 000
TOTAL	500 000

CAPÍTULO 6

FABRICAÇÃO DO COMBUSTÍVEL

O combustível nuclearmente puro, ou seja, que já passou pelo processo de purificação, deve ser colocado numa forma conveniente para a sua posterior utilização no reator nuclear. Esta fase do ciclo de combustível denomina-se fabricação do combustível, e representa cerca de 20% do custo do ciclo de combustível.

A linha de fabricação do combustível depende do produto que se pretende obter, ou implicitamente do tipo de reator em que o combustível será irradiado. Há, porém, determinadas características principais que o elemento de combustível de qualquer reator deve ter, entre os quais destacam-se:

- a) ser resistente à corrosão;
- b) ter alto coeficiente de condutibilidade térmica;
- c) ser resistente à irradiação nuclear;
- d) ter alto ponto de fusão;
- e) não deixar que os produtos de fissão sejam liberados;
- f) não absorver nêutrons em materiais não ffsseis.

As características (a), (c), (d), e (e) estão relacionadas com a segurança e operação do reator. As características (b) e (f) estão relacionadas com a eficiência do reator.

Vamos destacar aqui a fabricação dos elementos de combustível dos reatores tipo PWR, que são os de maior interesse para o Brasil, no momento.

O combustível usado nesse tipo de reator é o dióxido de urânio (UO_2), com urânio levemente enriquecido (geralmente três enriquecimentos: 2,5%, 2,8% e 3,1%) na forma de pastilhas cilíndricas sinterizadas. As pastilhas são acondicionadas em tubos cilíndricos de Zircaloy-4, formando o elemento fundamental do cerne do reator. As pastilhas de combustível asseguram um alto grau de retenção dos produtos de fissão dentro da rede do UO_2 . Este composto é quimicamente estável, e resistente à água e vapor. Os acondicionadores de Zircaloy-4 (também chamados de "encamisamento") constituem uma segunda contenção para os produtos de fissão, evitando que eles sejam difundidos para a água refrigerante do reator.

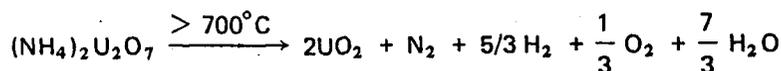
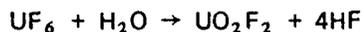
Os elementos de combustível são atados estruturalmente por meio de espaçadores formando um conjunto de combustível quadrado, conforme é ilustrado na Figura 6.1. O núcleo do PWR de 100 MWe é formado por 193 conjuntos de combustível. Cada conjunto contém 204 elementos de combustível⁽²⁰⁾.

O processo de fabricação de pastilhas (costuma-se chamar "pelletização") é o mais usado atualmente, mas o processo de compactação por vibração promete ser mais econômico e tem muitas possibilidades de ser adotado no futuro.

A seguir são descritos os dois processos de fabricação.

6.1 – Fabricação das Pastilhas de UO_2

O hexafluoreto de urânio (UF_6) proveniente da usina de enriquecimento é convertido a UO_2 . Geralmente o UF_6 é dissolvido em água e o urânio é precipitado como diuranato de amônia, $(\text{NH}_4)_2\text{U}_2\text{O}_7$, com hidróxido de amônia. O diuranato de amônia é então reduzido a UO_2 . As reações são as seguintes:



A partir do UO_2 , o fluxograma da produção das pastilhas, e dos conjuntos de combustível, está esquematizado na Figura 6.2⁽²⁾.

O UO_2 é sinterizado para a densidade desejada, e os grãos de dimensões compatíveis com as especificações são escolhidos, e misturados com líquido orgânico agregante. Processa-se então à confecção das pastilhas e à usinagem, sendo as pastilhas selecionadas individualmente para o controle das dimensões. O objetivo do processo a esta altura é obter UO_2 tendo fração de vazio controlada para reter os produtos de fissão, e tendo dimensões específicas para obter-se uma distância controlada entre a pastilha e o encamisamento.

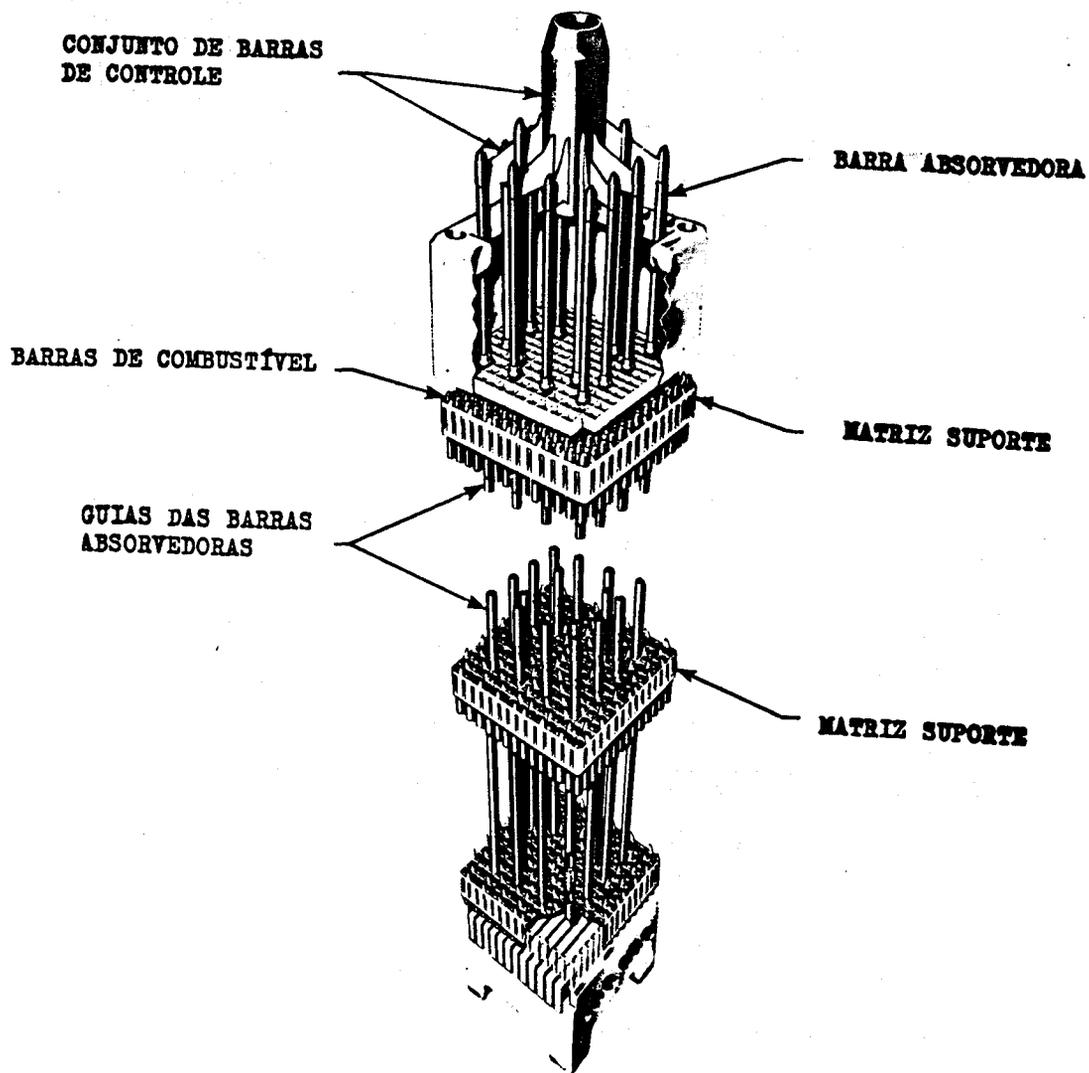


Figura 6.1 - Conjunto de Combustível do PWR

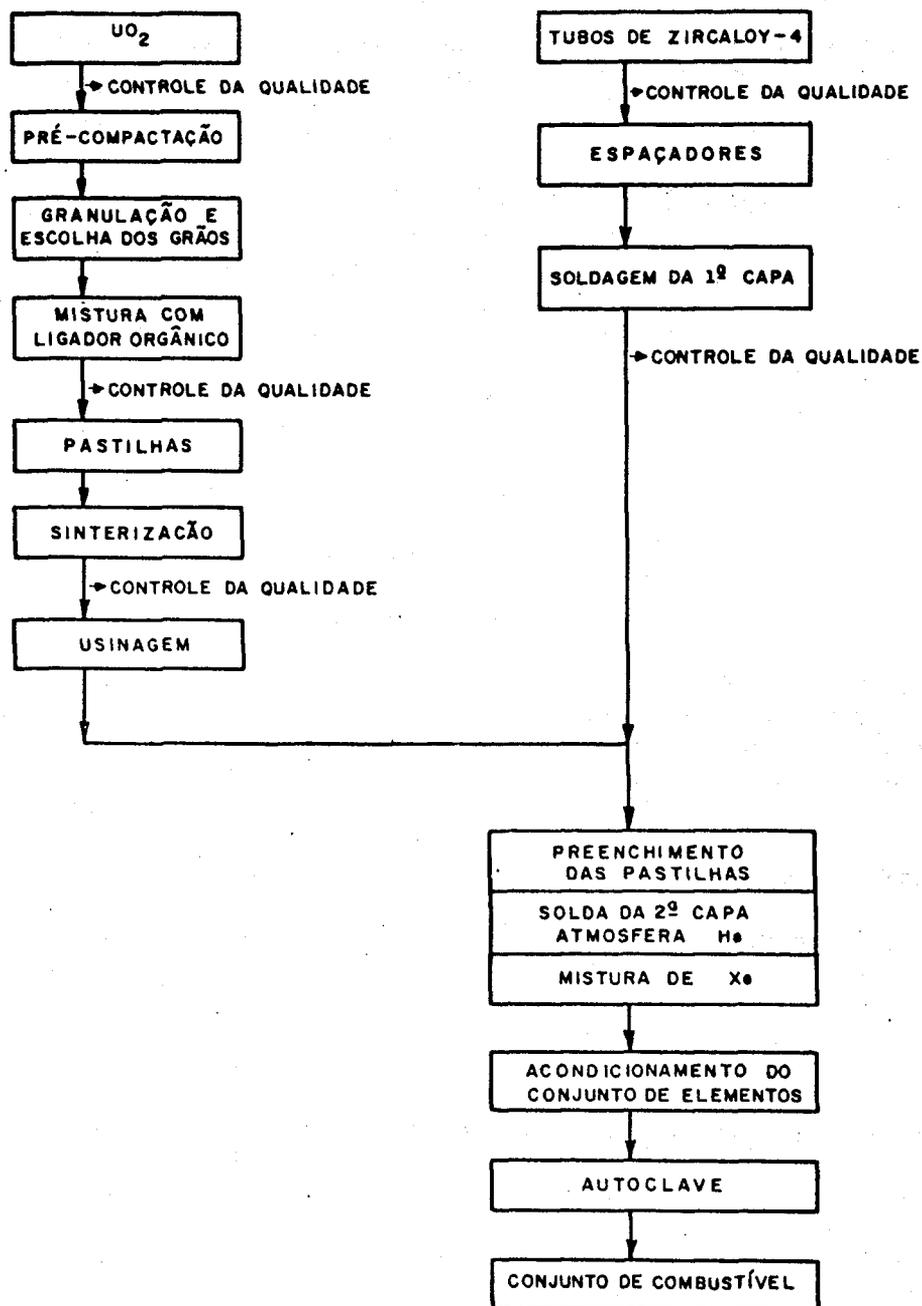


Figura 6.2 – Fluxograma da Produção de Pastilhas de Combustível

As pastilhas são justapostas em tubos de Zircaloy-4 tendo rigorosas especificações de espessura e uniformidade, e livres de imperfeições ou defeitos mecânicos. O custo destes tubos de Zircaloy é um dos que mais contribuem para o custo da fabricação. Os tubos de combustível são fechados nas extremidades por "plugs" de Zircaloy. Os tubos são, finalmente, agrupados por meio de espaçadores formando os conjuntos de combustíveis.

6.2 – Método Vibrasol

O método de fabricação de elementos de combustível por compactação vibracional aparece como uma alternativa a mais para a produção de barras de combustível. Espera-se que este método seja adotado no futuro, desde que ele apresente vantagens tanto na fabricação, como na operação dos combustíveis vibro-compactados⁽²³⁾.

O material combustível utilizado consiste de partículas esféricas produzidas pelo processo sol-gel. As partículas de determinado tamanho podem ser compactadas por vibração até que se atinja alta densidade, e por isso o processo foi denominado vibrasol.

As principais vantagens do processo vibrasol são:

- a) preparação direta de partículas de vários tamanhos, mas com uma distribuição de tamanhos bem estreita.
- b) não há perigo de contaminação por pós.
- c) possível controle remoto
- d) melhor distribuição de densidade das barras de combustível.

Quanto maior a densidade das partículas individuais, é mais alta a densidade do combustível compactado por vibração. As partículas são formadas pelo processo sol-gel, no qual são formadas por solidificação de "gotas" em suspensão em um líquido. Geralmente são formadas partículas com diâmetros 1 mm, 0,1 mm, e 0,04 mm. As partículas são lavadas com amônia diluída, secas ao ar, calcinadas e sinterizadas.

A compactação é efetuada por meio de um vibrador eletrodinâmico. Prende-se a barra de combustível em um travessão horizontal e junta-se ao vibrador. Desta maneira induz-se grandes acelerações na barra, tanto na direção horizontal, como na vertical. Obtém-se a compactação por movimento contínuo à frequências entre 400 e 3000 Hz.

6.3 – Custos de Fabricação

As principais variáveis que influenciam o custo da fabricação do combustível são: o material físsil utilizado (U-235, Pu-239, U-233), o processo adotado (pastilhas ou compactação por vibração), o material do encamisamento (Zircaloy, aço inox), a taxa de capital de giro, e a capacidade da fábrica.

A Tabela VI.1 mostra os custos de fabricação do combustível do PWR. Nesta tabela tem-se a porcentagem com que cada item da fabricação contribui para custo total, para fábricas com capacidades de 100 t U/ano, 250 t U/ano e 500 t U/ano⁽¹⁶⁾.

A economia de escala da fabricação do combustível pode ser analisada com o auxílio da Tabela VI.2⁽¹⁶⁾. Os custos de fabricação para um elemento de combustível do PWR são reduzidos de 100 unidades de custo por kg U para uma fábrica de capacidade 100 t U/ano, para 90 unidades de custo

por kg U para uma capacidade de 250 t U/ano; e para 83 unidades de custo por kg U para uma capacidade de 500 t U/ano. Isto significa que para um aumento da capacidade de 100 t U/ano para 500 t U/ano há um decréscimo de 17 a 18% no custo da fabricação.

Tabela VI.1

Porcentagem com que cada Item Contribui para o Custo Total da Fabricação

Item	Distribuição de Porcentagem		
	100 t U/ano	250 t U/ano	500 t U/ano
Conversão	5,2	4,6	4,5
Produção das pastilhas	9,1	7,4	6,3
Produção das barras	10,0	9,8	9,5
Produção dos conjuntos	3,9	3,7	3,5
Controle	8,2	7,4	6,6
Análises	1,2	1,0	1,1
Recuperação dos rejeitos	2,4	2,3	2,5
Perdas de Urânio	3,0	3,3	3,5
Juros (5,5% /ano)	46,4	50,7	54,0

Tabela VI.2

Variação do Custo de Fabricação com a Capacidade de Produção

Item	Redução no custo com aumento da capacidade		
	100 t U/ano	250 t U/ano	500 t U/ano
Conversão	5,2	4,1	3,7
Produção das pastilhas	9,1	6,7	5,2
Produção dos elementos	10,1	8,8	7,9
Produção dos conjuntos	3,9	3,3	3,0
Controle	8,2	6,7	5,5
Análises	1,2	0,9	0,9
Recuperação dos rejeitos	2,4	2,1	2,1
Perdas de U	3,0	3,0	3,0
Juros (5,5% /ano)	10,6	8,8	7,0
Encamisamento + Espaçadores	46,4	45,6	44,7
Total	100,0	90,0	83,0

O custo de fabricação do combustível do PWR (UO_2) como função da capacidade da fábrica é dado no gráfico da Figura 6.3, considerando-se 260 dias de operação por ano.

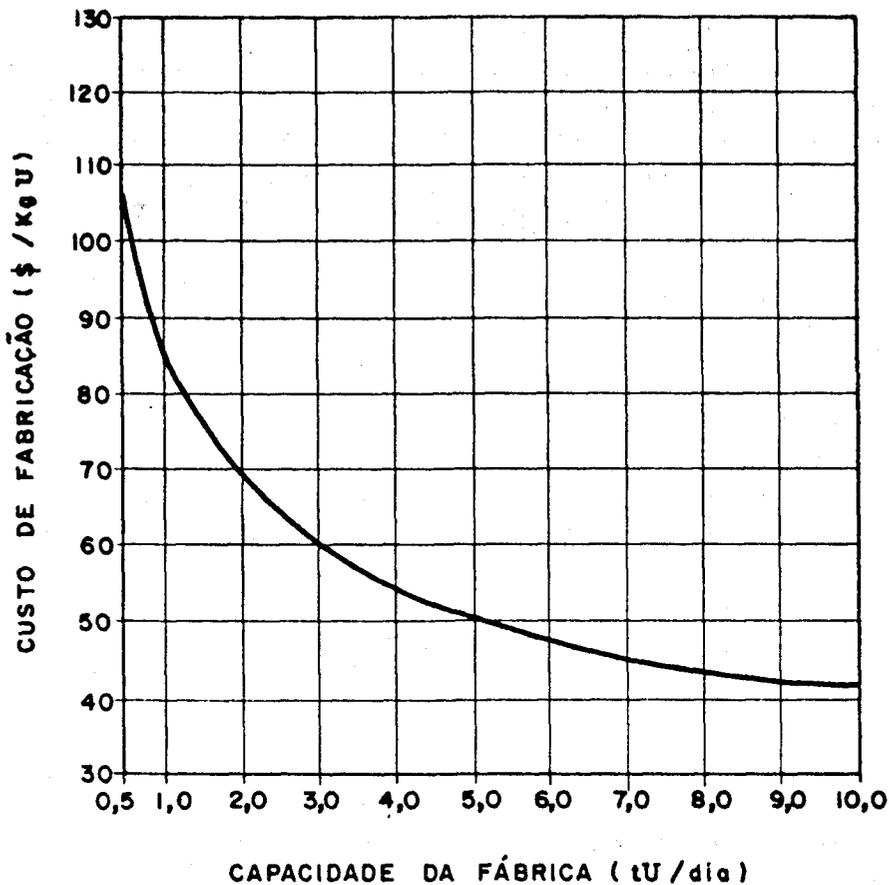


Figura 6.3 – Custo de Fabricação como Função da Capacidade de Produção

CAPÍTULO 7

REPROCESSAMENTO

O reprocessamento do combustível irradiado é uma das etapas mais complexas do ciclo de combustível. O objetivo do reprocessamento é separar o urânio e o plutônio dos produtos de fissão e purificá-los a níveis tais que eles possam ser reciclados para serem novamente usados em reatores. O plutônio é recuperado com a expectativa de ser usado no futuro como combustível de reatores rápidos. Isto requer a estocagem de quantidades substanciais de plutônio com segurança e economia.

É importante também separar e concentrar os produtos de fissão tal que eles possam ser estocados seguramente a um custo acessível. É impraticável separar todo plutônio e outros actínídeos dos produtos de fissão, pois apresentam meia-vida longa. Recentemente com o acréscimo da potência nuclear instalada⁽¹³⁾ (vide Tabela VII.1), a técnica de estocagem tem sido objeto de pesquisas intensas para permitir a eliminação final com segurança.

Uma usina de reprocessamento deve ser projetada de modo tal que haja proteção dos operadores, já que a radioatividade é intensa e o manuseio dos produtos é impraticável. Além disso a radioatividade dos detritos gasosos descarregados por usinas de reprocessamento deve ser considerada tanto no projeto como na escolha do local da usina, pois não se deseja que a operação da usina ou algum acidente possa dar origem à dispersão de poluentes radioativos na área próxima da usina. Todos estes itens são tão importantes no projeto da usina como o é um alto nível de disponibilidade.

7.1 – Desenvolvimento dos Processos

Em 1945, em Hanford, usou-se um processo químico simples baseado na precipitação do plutônio com fosfato de bismuto. O processo usava centrífugas para remoção do precipitado dos grandes volumes de soluções ativas envolvidas. O processo era repetido várias vezes para aumentar a pureza do plutônio.

O passo seguinte foi a introdução da extração por solvente como método de purificação, usando o solvente industrial chamado Hexone, nos Estados Unidos. Este processo envolve a redução e a oxidação do plutônio, sendo por isso denominado Redox.

Este novo processo permitiu um alto grau de separação do urânio e do plutônio com equipamentos relativamente simples. O processo foi utilizado em Hanford em 1951. O solvente Hexone precisou de um alto grau de agentes solidificadores da fase aquosa para extrair o urânio e o plutônio do solvente, e com este fim foram usadas altas concentrações de nitrato de alumínio no processo Redox. Isto tornou difícil a redução do volume de detritos líquidos do processo que deveriam ser estocados dada sua alta radioatividade.

Nessa época uma equipe de cientistas ingleses, trabalhando primeiro no Canadá e depois na Inglaterra, escolheu um outro solvente, chamado Butex. Este solvente apresenta a vantagem de que é necessário apenas ácido nítrico para extrair o urânio e plutônio do solvente. Isto resultou que os sais nos detritos líquidos ativos (contendo 99,9% dos produtos de fissão) foram limitados para elementos estruturais do combustível e produtos de corrosão da usina. O solvente Butex é mais denso, mais complexo e três vezes mais caro que o Hexone, e nele baseou-se o primeiro processo de separação química inglês, em Windscale, em 1952.

Enquanto a usina que operava com o Redox estava sendo construída, um outro solvente era analisado nos Estados Unidos, o Tributílic Fosfato (TBP). Como o Butex, ele não precisa da adição de sais para ajudar a extração. Além disso o TBP dá melhores fatores de separação que o Hexone ou Butex, custa menos e é quimicamente mais estável. Baseado neste solvente foi desenvolvido nos Estados Unidos, um novo processo chamado Purex. Duas usinas industriais usando Purex entraram em operação, em Savannah River em 1954, e em Hanford em 1956. Na França o Purex foi adotado na usina de Marcoule em 1958, e em La Hague em 1967. Na Inglaterra foi usado em Windscale em 1964.

Tabela VII.1
Programa Nuclear Mundial

	1975	1980	1985	1990	1995	2000
Capacidade nuclear instalada (GW)	50	300	500	1200	2000	2500
Energia Nuclear acumulada (GW ano)	120	650	1850	4350	9000	16000
Quantidade de combustível reprocessado (t/ano)	700	3000	8000	14000	31000	46000
Combustível reprocessado acumulado (t)	2000	9000	36000	90000	200000	400000
Energia elétrica associada com combustível reprocessado:						
GW ano	60	270	1100	2700	6100	1200
KWh x 10 ¹²	0,5	2,5	10	25	50	100
Produção de plutônio t/ano	7	30	80	140	400	900

A próxima geração de usinas de reprocessamento será baseada ainda no processo Purex.

Em princípio é possível obter separação comparável por extração iônica, mas o problema de radiação das resinas limita seu campo de aplicação.

7.2 – Processo Purex

Um fluxograma do processo Purex é apresentado na Figura 7.1. O plutônio tetravalente é a forma mais facilmente extraível pelo TBP, e este estado de oxidação é obtido tratando-se a solução ácida do dissolvedor com íon nitrito. O urânio e o plutônio são extraídos preferencialmente dos produtos de fissão na coluna I, contactando-se o alimento aquoso com TBP dissolvido em um solvente inerte, tal como querosene. Os produtos de fissão são lavados com uma solução de ácido nítrico e praticamente todos aqueles presentes no alimento saem da fase aquosa da coluna I. Esta fase aquosa é evaporada para recuperar o ácido nítrico, e reduz o volume de resíduos radioativos a ser eliminado. O produto orgânico da Coluna I é contactado na Coluna II com uma solução de ácido nítrico contendo um agente redutor, tal como íon ferroso ou hidroxilamina. O plutônio é reduzido ao estado trivalente não extraível e é recuperado da fase orgânica. O agente solidificador ácido nítrico na solução aquosa mantém o urânio na fase orgânica. O produto orgânico da coluna II é lavado com água na coluna III para recuperar o urânio.

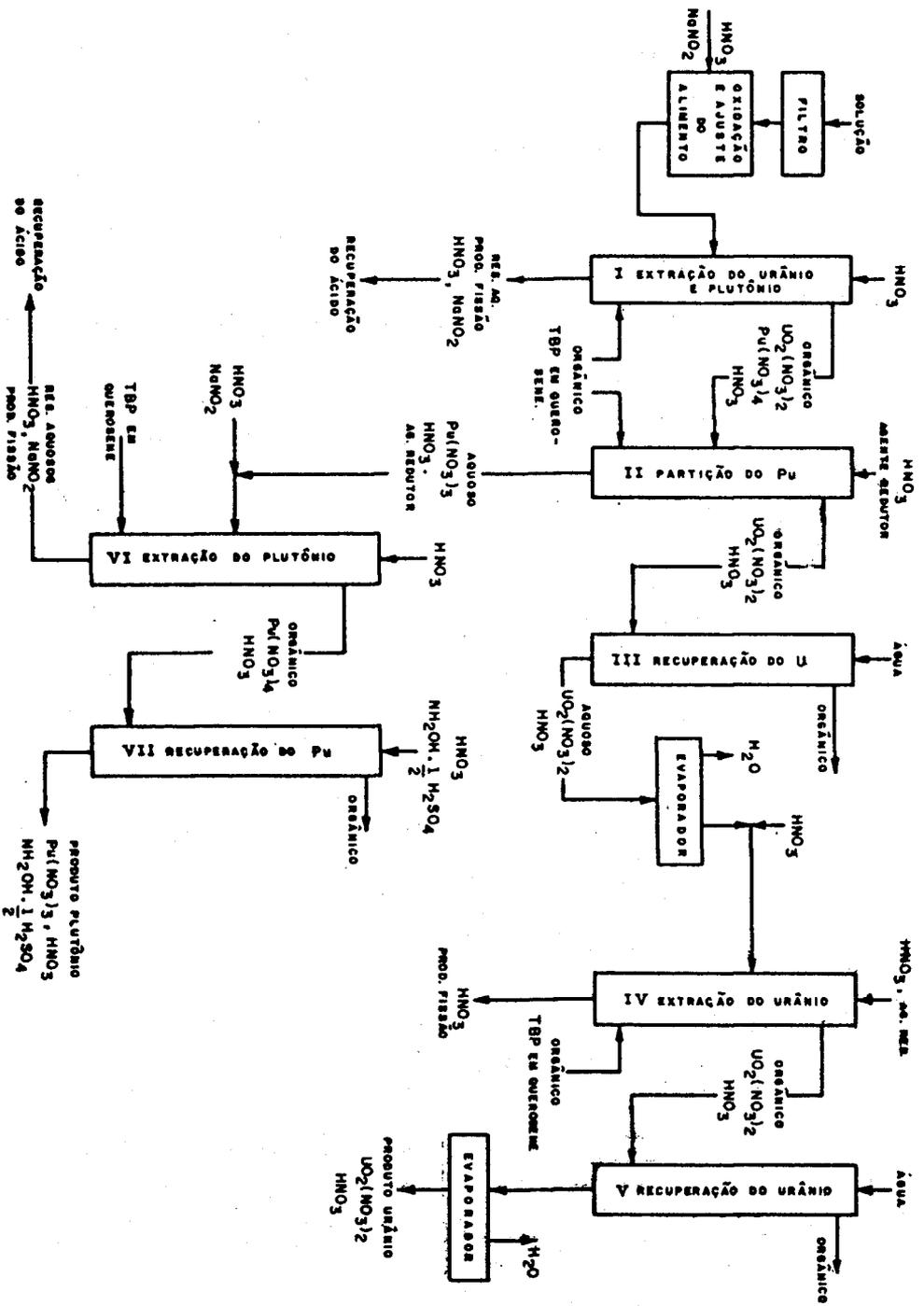


Figura 7.1 - Fluxograma do processo Purex para purificação do urânio e plutônio

Para posterior descontaminação, o urânio da coluna III é concentrado por evaporação acidulado com HNO_3 , e é então extraído dos produtos de fissão residuais por TBP na coluna IV. O urânio é recuperado da fase orgânica na coluna V, e o produto aquoso é concentrado por evaporação.

A esta altura o urânio foi suficientemente descontaminado de atividade beta, mas a atividade gama é ainda duas ou três vezes maior que a especificação do produto. A descontaminação final é obtida passando-se a solução de urânio por sílica-gel que absorve preferencialmente os traços de produtos de fissão gama-emissores. O produto óxido de urânio pode ser obtido adicionando-se ácido oxálico à solução descontaminada para precipitar oxalato de urânio e calcinar o oxalato filtrado a óxido.

O plutônio aquoso da coluna II é depois descontaminado nas colunas VI e VII. O plutônio é primeiro oxidado a plutônio tetravalente extraível pela adição de íon nitrato, e é preferencialmente extraído dos produtos de fissão residuais na coluna VI. Na coluna VII o solvente orgânico contendo plutônio é contactado com sulfato hidroxilamina que reduz o plutônio a Pu, tal que é mais fácil recuperá-lo na fase aquosa. O plutônio no produto aquoso é concentrado pela adsorção e eluição em uma resina catiônica. O óxido de plutônio pode ser obtido pela precipitação do oxalato e calcinação.

Concluindo, as vantagens do Purex são:

- a) o solvente TBP é menos tóxico, menos inflamável e mais fácil de tratar do que Hexone.
- b) elimina o agente salificador $\text{Al}(\text{NO}_3)_3$ usado no Redox, reduzindo o volume de detritos radioativos líquidos.
- c) há menos solubilidade mútua entre o solvente e a água.
- d) a descontaminação adequada é obtida com poucos contactores água-água.
- e) muito ácido nítrico é recuperado quando os resíduos aquosos são concentrados por evaporação.

7.3 – Processo Thorex

O processo Thorex é utilizado para separar o tório e o urânio dos produtos de fissão. Torna-se importante quando não se quer misturar o tório e o urânio reciclados nos mesmos elementos de combustível. (caso de HTGR)⁽²⁵⁾.

O processo, analogamente ao Purex, utiliza a extração que é feita usando-se como solvente orgânico o TBP.

A Figura 7.2 apresenta o fluxograma elucidativo do processo.

7.4 – Usinas de Reprocessamento no Mundo

A Tabela VII.2⁽¹³⁾ apresenta os locais, proprietários, capacidades e estado atual das usinas de reprocessamento do ocidente.

Nos últimos anos, surgiram muitos problemas de modo que atualmente nenhuma usina de reprocessamento, de combustível óxido em escala comercial encontra-se em operação, tornando crítico o problema de estocagem de combustível gasto.

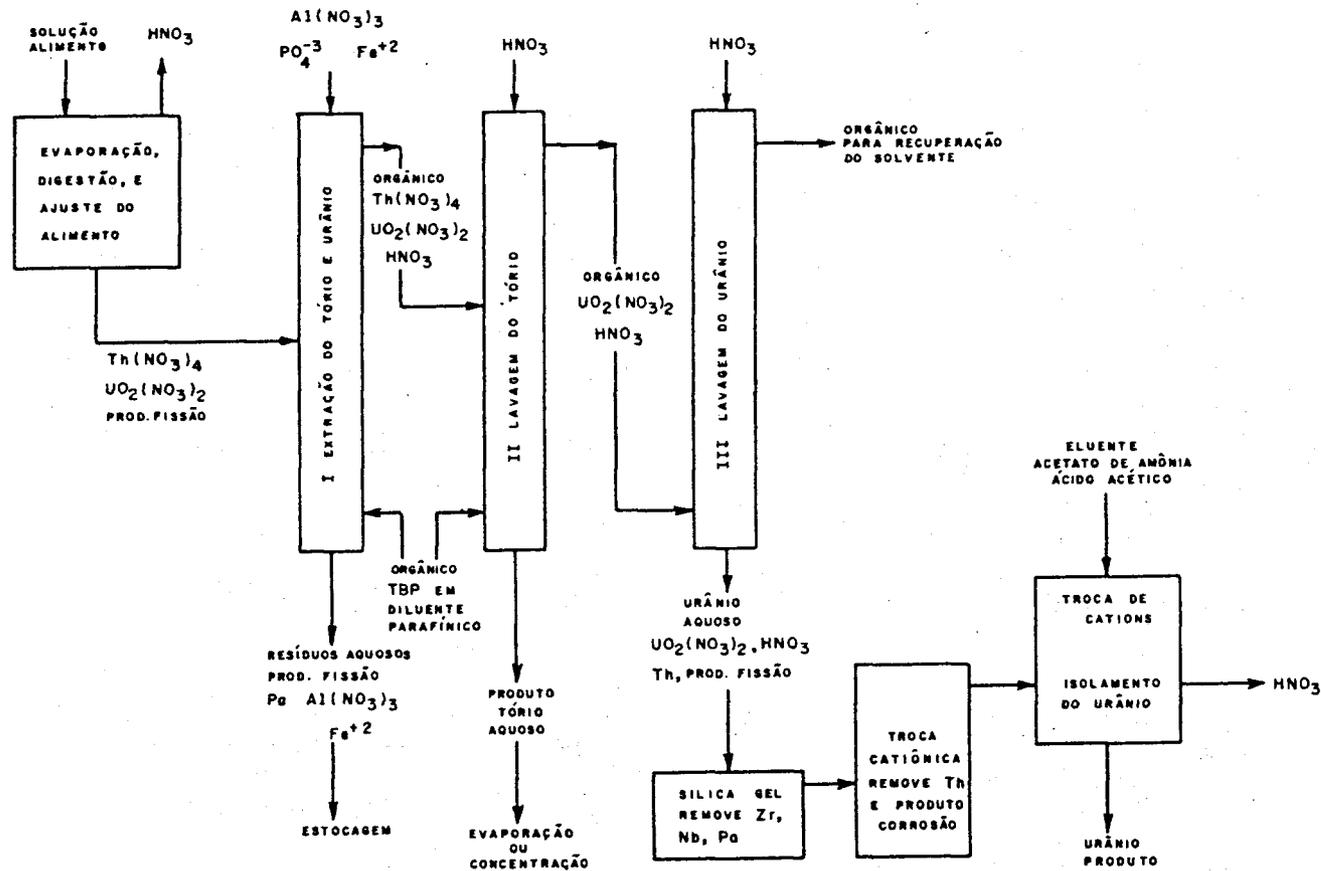


Figura 7.2 – Fluxograma do processo Thorex para separação do urânio e tório

Tabela VII.2

Usinas de Reprocessamento no Mundo

País	Usina	Local	Proprietário	Capacidade	Data Operação	NOTAS
USA	NFS	West Valley, NY	Getty Oil	300 t/a(UO ₂)	1966	ampliação para 750 t/a em 1980
USA	MFRP	Morris, IH	G.E.	300 t/a(UO ₂)	—	fechada — revisão da capacidade sendo feita
USA	AGNS	Barnwell, SC	G.A.	1500 t/a(UO ₂)	1976	—
Inglaterra	Windscale	Windscale	BNFL	200 — 2500 t/a	1964	em revisão — ampliação em 1980
França	UPZ	La Hague	CEA	800 t/a	1966	em revisão
França	Marcoule	Marcoule	CEA	900 — 1200 t/a	1958	—
Alemanha	WAK	Karlsruhe	GFK	40 t/a(UO ₂)	1970	nova usina em projeto
Bélgica	Eurochemic	Mol	OECD	200 — 300 kg/d(UO ₂)	1966	fechada
Itália	EUREX I	Saluggia	CNEN	30 — 100 kg/d	1969	fechada para modificações
Itália	ITREC	Trisaia	CNEN	15 — 30 kg/d(Th-U)O ₂	1969	fechada aguardando licença
Japão	Tokai-Mura	Tokai-Mura		210 t/a(UO ₂)	1975	operação adiada
Índia	Trombay	Trombay	IAEC	250 kg/d	1965	—

Os fatores que contribuíram para essa situação são muitos, entre os quais o principal a se destacar é⁽¹³⁾:

- atraso nos programas de construção de novas usinas de reprocessamento, originado tanto por problemas de licenciamento (ocasionados por fatores ambientais), como pela falta de experiência no reprocessamento de combustíveis óxidos com grande queima (alto burn-up), mostrando a exigência de novas técnicas e altos investimentos.

Quanto à construção de novas usinas no futuro, alguns aspectos tornam-se importantes:

- os fatores comerciais, financeiros, e ambientais deverão aumentar os custos e o tempo necessário para criar nova capacidade de reprocessamento, mas, apesar do custo do reprocessamento aumentar, ele ainda continuará sendo uma pequena parcela do custo do ciclo de combustível.

CAPÍTULO 8

CUSTO DO CICLO DE COMBUSTÍVEL

O custo do ciclo de combustível é o custo por unidade de energia ($\frac{\text{centavos}}{\text{KWh}}$), que a energia deve ser vendida para que sejam recuperados os gastos com a propriedade e administração do combustível nuclear.

Há dois tipos de custos:

- a) **Custos Correntes:** que são os custos dos serviços executados.
- b) **Custos de Capital de Giro:** custos dos financiamentos

Os principais componentes e subcomponentes do ciclo, que contribuem para o custo são:

FABRICAÇÃO:	Conversão de UF_6 a UO_2
	Fabricação de elemento de combustível
	Transporte de UO_2
	Perdas de Urânio
QUEIMA:	Custo de U_3O_8
	Conversão de U_3O_8 a UF_6
	Irradiação do combustível
TRANSPORTE:	Custo dos tanques
	Transporte do combustível irradiado.

REPROCESSAMENTO: Processo

Eliminação dos resíduos

Estocagem

8.1 – Determinação do Custo do Ciclo

Para a determinação do custo do ciclo procede-se do seguinte modo:

- Determinam-se os gastos em função do tempo.
- Determina-se a produção de energia em função do tempo.
- Determina-se o custo do ciclo, usando-se as informações de (a) e (b).

Para intervalos de tempo pequenos, podemos aproximar o custo para:

$$C = \frac{\text{Custos correntes} + \text{capital de giro}}{\text{Energia gerada}}$$

Na literatura, em geral, o custo do ciclo é expresso em (Mills/kwh), sendo mill = 10^{-3} US\$.

Como os custos de serviços são expressos em \$/kg de material, procede-se a uma transformação de unidades:

$$\frac{\text{Mills}}{\text{KWh}} = \frac{\$/\text{kg}}{\text{MWd}/\text{kg}} \times \frac{10^3 \text{ mills}/\text{US\$}}{24 \text{ h/d} \times 10^3 \text{ KW}/\text{MW}}$$

$$C \left(\frac{\text{mills}}{\text{KWh}} \right) = \frac{V (\$/\text{kg})}{24 \epsilon \cdot B}$$

C = custo do ciclo de combustível

V = custo do serviço

ϵ = eficiência térmica do reator

B = queima do combustível (MWd/kg).

EXEMPLO

Para um reator PWR ($\epsilon = 0,328$ e $B = 33$ MWd/kg), o custo de fabricação do combustível é

$$V_{\text{FAB}} = 150 \text{ US\$/kg}$$

logo, este custo contribui para o custo do ciclo de combustível com:

$$C_{FAB} = \frac{150}{24 \times 0,328 \times 33} \rightarrow C_{FAB} = 0,577 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

8.2 – Método do Cálculo do Custo do Ciclo de Combustível Nivelado

Este método dá um valor médio do custo do ciclo sobre intervalos de tempo de 10, 20 ou 30 anos.

O custo do ciclo é calculado pela fórmula:

$$C = \frac{\sum_{t=-t_{pre}}^t \text{Gastos}(t) \times \text{FVP}(t)}{\sum_{t=-t_{pre}}^t \text{Energia}(t) \times \text{FVP}(t)}$$

Nesta equação, t_{pre} representa os instantes de tempo, em que ocorreram gastos, antes do funcionamento do reator.

FVP é o fator do Valor Presente, que é dado por:

$$\text{FVP} = \left(\frac{1}{1+i}\right)^t$$

Sendo i a taxa de juros,

Logo se um valor $V(t)$ é investido no instante t , vale hoje $V(t_0)$, ou seja:

$$V(t_0) = V(t) \left(\frac{1}{1+i}\right)^{t-t_0}$$

8.3 – Cálculo dos Custos de Capital de Giro

Os custos de capital de giro são determinados a partir da equação:

$$\text{WC} = \int_{t_0}^t V(t) \cdot \text{WCR} \cdot dt$$

onde WCR é a taxa de capital de giro, e $V(t)$ é o valor investido.

Geralmente considera-se 3 fases:

1) Fase em que o Combustível está no Carôço do Reator, Admite-se depreciação linear⁽⁵⁾:

$$V(t) = V(0) \left[1 - \frac{t}{\tau} \right]$$

Sendo τ o tempo de permanência no reator (3 anos para o PWR). Logo $WC = \int_0^{\tau} V(0) \left[1 - \frac{t}{\tau} \right] WCR dt$

$$WC = WCR \cdot V(0) \int_0^{\tau} \left[1 - \frac{t}{\tau} \right] dt$$

$$WC = V(0) \cdot WCR \cdot \frac{\tau}{2}$$

2) Fase anterior à colocação do combustível no reator

Nesta fase os gastos ocorrem antes da venda da energia. Por exemplo a fabricação dos elementos de combustível ocorre 6 meses antes da irradiação, sendo paga em 4 prestações de 25% do valor total, cada uma.

1ª prestação: 9 meses antes da irradiação

2ª prestação: 8 meses antes da irradiação

3ª prestação: 7 meses antes da irradiação

4ª prestação: 6 meses antes da irradiação

$$WC = WCR [(0,25V \times 9) + (0,25V \times 8) + (0,25 \times V \times 7) + (0,25V \times 6)]$$

$$WC = WCR \times V \times 0,25 (9 + 8 + 7 + 6)$$

$$WC = WCR \times V \times 7,5$$

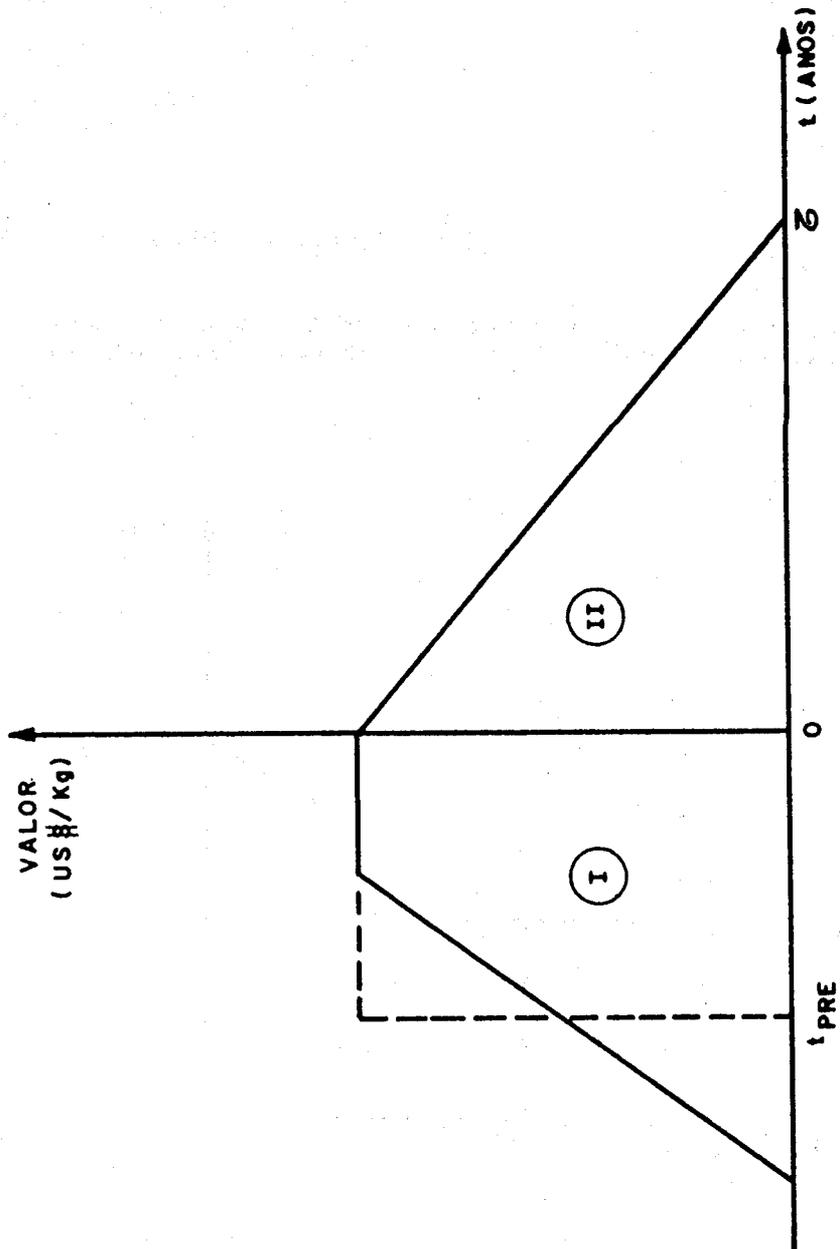
logo é equivalente a um pagamento simples efetuado 7,5 meses antes da irradiação, sendo que este instante é o próprio t_{pre} .

3) Fase posterior à irradiação do combustível

Nesse caso os gastos ocorrem após à venda da energia. O método é análogo ao da 2ª fase, apenas que o tempo t_{pre} é substituído pelo tempo t_{pos} .

Os diagramas de amortização dos custos, que indicam o valor temporal dos custos, esclarecem o procedimento adotado⁽¹⁵⁾:

A) Fabricação do Combustível

(A.) FABRICAÇÃO DO COMBUSTIVEL

$$WC_{FAB} = \frac{V_{FAB} [t_{pre} + \frac{\tau}{2}] I}{24 \cdot e \cdot B}$$

Observe que neste diagrama a área sob a curva multiplicada pela taxa de juros (I) dá o custo de capital de giro da fabricação.

A área (I) é de um trapézio com área equivalente a um retângulo com t_{pre} sendo um dos lados, deste modo, a área (I) vale:

$$\text{Área (I)} = V_{FAB} \cdot t_{pre}$$

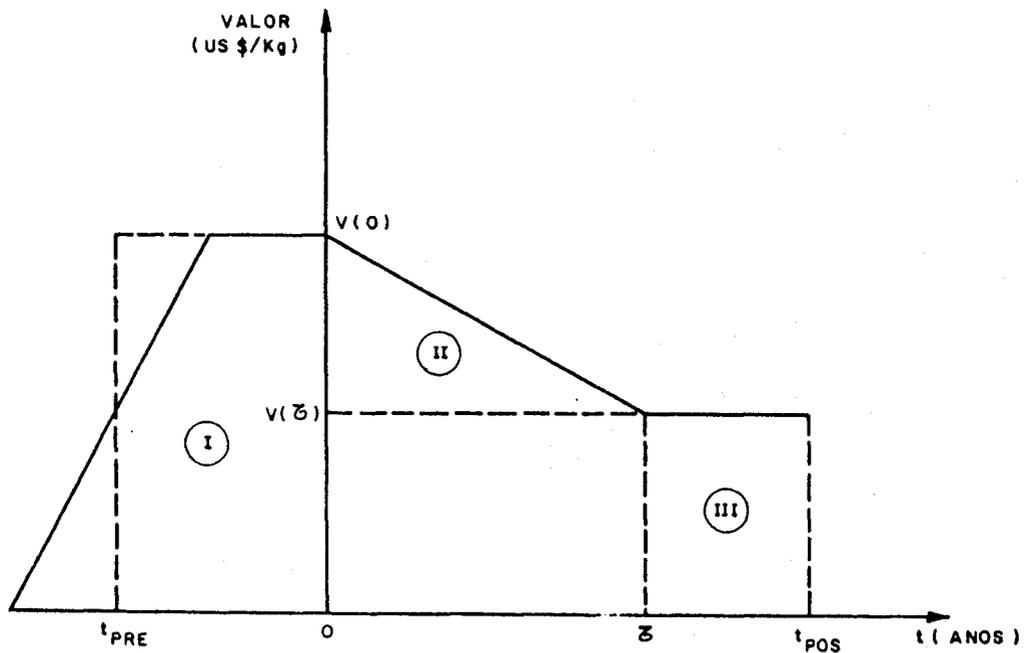
A área (II) é a de um triângulo:

$$\text{Área (II)} = \frac{V_{FAB} \cdot \tau}{2}$$

$$\text{Área (I)} + \text{Área (II)} = V_{FAB} \left[t_{pre} + \frac{\tau}{2} \right]$$

que resulta (após transformação de unidades) no custo de capital de giro da fabricação. Observe ainda que o valor do combustível ao ser retirado do reator (instante τ) é normalizado para zero.

B) Urânio



$$WC_{\text{Urânio}} = \left\{ V(0) \left[t_{pre} + \frac{\tau}{2} \right] + V(\tau) \left[\frac{\tau}{2} + t'_{pos} \right] \right\} / 24.e.B$$

$$WC_{trans} = \frac{-V_{trans} \left[\frac{\tau}{2} + t'_{pos} \right] I}{24 \cdot \epsilon \cdot B}$$

$$WC_{repro} = \frac{-V_{repro} \left[\frac{\tau}{2} + t'_{pos} \right] I}{24 \cdot \epsilon \cdot B}$$

$$Area (I) = V \cdot \frac{\tau}{2}$$

$$Area (II) = V \cdot \underbrace{(t'_{pos} - \tau)}_{t'_{pos}} \} Area (I) + Area (II) = V \left[\frac{\tau}{2} + t'_{pos} \right]$$

Observa-se que nestes casos os custos de capital de giro do reprocessamento e do transporte do combustível irradiado são negativos, já que os gastos ocorrem depois de a energia ter sido vendida.

8.4 – EXEMPLO: Calcular o custo do ciclo de combustível de um Reator tipo PWR de 1119 MWe; considerar o ciclo de equilíbrio.

Dados:

Custo de Fabricação.....	US\$ 150/kgU
Queima Média.....	33 MWd/kgU
Potência Térmica.....	3411 MW
Custo do U ₃ O ₈	US\$ 40/lb
Custo de Conversão a UF ₆	US\$ 1,75/lb U
Perdas na conversão.....	0,5%
Custo de UTS.....	US\$ 60/UTS
Enriquecimento inicial.....	3,3%
Enriquecimento dos resíduos.....	0,2531%
Enriquecimento final.....	0,8%
Razão entre massa inicial e final de U.....	0,967
Teor de Pu físsil final.....	6,3 g/kgU inicial
Valor de Pu físsil.....	US\$ 6/g
Custo do Transporte.....	US\$ 25/kgU inicial
Custo do Reprocessamento.....	US\$ 80/kgU inicial
Taxa de juros antes da irradiação.....	8%
Taxa de juros durante a irradiação.....	15%
Taxa de juros após a irradiação.....	15%
Tempo, t _{pre} , pré-irradiação.....	6 meses
Tempo de residência.....	3 anos
Tempo, t _{pos} , pós-irradiação.....	6 meses
Teor do U natural.....	0,7%

Solução

Custos Correntes

1) Custo de Fabricação (C_{FAB})

$$C_{FAB} = \frac{V_{FAB}}{24 \cdot \epsilon \cdot B}$$

Dado $\rightarrow V_{FAB} = \text{US\$ } 150/\text{kg U}$

eficiência: $\epsilon = \frac{1119 \text{ MWe}}{3411 \text{ MWt}} = 0,328$

$$C_{FAB} = \frac{150}{24 (0,328) (33)} \rightarrow C_{FAB} = 0,577 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

2) Custo da Queima do Urânio (C_Q)

a) Valor Inicial do Urânio:

Determina-se em primeiro lugar o valor do UF_6 natural (enriquecido 0,7%):

Dados:

Custo do $\text{U}_3\text{O}_8 = \text{US\$ } 40/\text{lb}$

Conversão a $\text{UF}_6 = \text{US\$ } 1,75/\text{lb U}$

Perdas na conversão = 0,5 %

$$\frac{\text{lb } \text{U}_3\text{O}_8}{\text{lb U}} = \frac{3 (238) + 8 (16)}{3 (238)} = 1,179$$

$$V_{\text{UF}_6} = \left[\frac{C_{\text{U}_3\text{O}_8} (1,179)}{1 - \text{perdas}} + C_{\text{conversão}} \right] 2,205 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}$$

$$V_{\text{UF}_6} = \left[\frac{40 (1,179)}{1 - 0,005} + 1,75 \right] 2,205$$

$$V_{\text{UF}_6} = \text{US\$ } 108,37/\text{kg U}$$

Determina-se agora o valor de UF_6 enriquecido (no início a 3,3%)

Dados:

$$\epsilon_{\text{inicial}} = 3,3\%$$

$$\epsilon_{\text{resíduos}} = 0,2531\%$$

$$\text{Custo de UTS} = \text{US\$/UTS}$$

Para proceder a este enriquecimento do urânio, utiliza-se o seguinte número de unidades de trabalho separativo e massa de alimento:

$$\frac{M_{\text{alimento}}}{M_{\text{produto}}} = \text{FC} = 6,654$$

$$\text{UTS} = 4,378$$

O valor inicial do urânio é, portanto:

$$V_o = 6,654 (108,37) + 4,378 (60)$$

$$V_o = \text{US\$ } 983,77 / \text{kg } U_{\text{inicial}}$$

b) Determina-se o valor final do urânio:

Dados:

Enriquecimento final: $\epsilon_{\text{final}} = 0,8\%$

$$\frac{M_{\text{final}}}{M_{\text{inicial}}} = 0,967$$

Para enriquecer-se o urânio natural até 0,8% deve-se usar:

$$\text{FC} = 1,194$$

$$\text{UTS} = 0,084$$

Logo, o valor final do urânio é:

$$V_F = [1,194 (108,37) + 0,084 (60)] 0,967$$

$$V_F = \text{US\$ } 130,00/\text{kg } U_{\text{inicial}}$$

observe-se que o valor final do urânio é dado em $\$/\text{kg } U_{\text{inicial}}$, pela multiplicação do fator 0,967.

c) Determina-se o custo de queima conhecendo-se V_o e V_F .

$$C_Q = \frac{V_o - V_F}{24(0,328) (33)} = \frac{983,77 - 130,00}{24(0,328) (33)}$$

$$C_Q = 3,29 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

3) Crédito do Plutônio (C_{Pu})

Plutônio descarregado: 6,3 g/kg U_{inicial}

Valor do plutônio: US\$ 6/g

$$C_{Pu} = \frac{-6 (6,3)}{24 (0,328) (33)} \rightarrow C_{Pu} = -0,146 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

4) Custo de transporte (C_t)

Dados:

Valor do transporte: $V_t = \text{US\$ } 25/\text{kg } U_{\text{inicial}}$

$$C_t = \frac{V_t \left(\frac{M_{\text{final}}}{M_{\text{inicial}}} \right)}{24 \cdot \epsilon \cdot B}$$

$$C_t = \frac{25 \times 0,967}{24 (0,328) (33)} \rightarrow C_t = 0,095 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

5) Custo de Reprocessamento (C_R)

$$C_R = \frac{V_R \left(\frac{M_{\text{final}}}{M_{\text{inicial}}} \right)}{24 \cdot \epsilon \cdot B}$$

$$C_R = \frac{80 \times 0,967}{24 (0,328) (33)} \rightarrow C_R = 0,298 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

2) Urânio (WC_Q)

Dados:

$$t_{pos} = 0,5 \text{ ano}$$

$$I_{pos} = 15\%$$

$$WC_Q = [V_o \{ t_{pre} (I_{pre}) + \frac{\tau}{2} (I_1) \} + (V_F + Pu) \{ \frac{\tau}{2} (I_1) + t_{pos} (I_{pos}) \}] \frac{1}{24 \cdot \epsilon \cdot B}$$

$$WC_Q = [983,77 \{ (0,5) (0,08) + \frac{3}{2} (0,15) \} + (130 + 37,8) \{ \frac{3}{2} (0,15) + (0,5) (0,15) \}] \frac{1}{24 (0,328) (33)}$$

Custos correntes - total

$$C_F + C_Q + C_R - C_{Pu} + C_t = \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

Custos de Capital de Giro

1) Fabricação (WC_F)

Dados:

$$I_{pre} = 8,0\% \quad I_1 = 15\%$$

$$t_{pre} = 0,5 \text{ ano} \quad \tau = 3 \text{ anos}$$

$$WC_F = C_F \{ t_{pre} (I_{pre}) + \frac{\tau}{2} (I_1) \}$$

$$WC_F = 0,577 \{ 0,5 (0,08) + \frac{3}{2} (0,15) \}$$

$$WC_F = 0,153 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

$$WC_Q = 1,20 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

3) Transporte (WC_t)

$$WC_t = C_t \left(\frac{r}{2} + t_{\text{pos}} \right) I_{\text{pos}}$$

$$WC_t = (0,098) \left(\frac{3}{2} + 0,5 \right) (0,15)$$

$$WC_t = -0,03 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

4) Reprocessamento (WC_R)

$$WC_R = -C_R \left(\frac{r}{2} + t_{\text{pos}} \right) I_{\text{pos}}$$

$$WC_R = - (0,298) \left(\frac{3}{2} + 0,5 \right) (0,15)$$

$$WC_R = -0,089 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

Custos de Capital de Giro - total:

$$WC_F + WC_Q - WC_t - WC_R = 1,23 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

Custo do Ciclo de Combustível

$$C = C_{\text{correntes}} + C_{\text{capital}}$$

$$C = 4,11 + 1,23$$

$$C = 5,34 \frac{\text{mills}}{\text{KWh}}$$

ABSTRACT

This paper deals with the engineering fundamentals of the nuclear fuel cycle including aspects of prospecting and mining for nuclear ores, isotope separation, fuel element fabrication, fuel reprocessing and fuel cycle costs.

Special attention is given to economic aspects of the mentioned processes and to the isotope separation using cascades for large-scale production application.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS*

1. ABRÃO, A. *Química dos materiais de interesse nuclear*. São Paulo, Instituto de Química, USP, 1975. (Apostila).
2. AMATO, I. Italian activities in fuel manufacturing. In: UNITED NATIONS. *Peaceful uses of atomic energy: proceedings of the fourth international conference on... held in Geneva, 6-16 September 1971, V.8*. New York, N. Y., 1972. p.225-43. (Proceedings series).
3. AVERY, D. G. & DAVIES, E. *Uranium enrichment by gas centrifuge*. London, Mills and Boon, 1973.
4. BECKER, E. W. A comparison of three separation methods. *Nucl. News*, 12(7):46-50, Jul. 1969.
5. BECKER, E. W.; BIER, W.; EHRFELD, W.; SCHUBERT, K.; SCHUTTE, R.; SEIDEL, D. *Uranium enrichment by the separation Nozzle process*. Karlsruhe, Kernforschungszentrum, Nov. 1975. (KFK-2235).
6. BENEDICT, M. & PIGFORD, T. H. *Nuclear chemical engineering*. New York, N. Y., McGraw-Hill, 1957.
7. CLEMENT, J. M. La centrífuga de gases en el enriquecimiento isotópico del uranio. *Energia nucl. (Madrid)*, 18(92):383-9, 1974.
8. CLEMENT, J. M. La centrífuga de gases en el enriquecimiento isotópico del uranio. Parte II. *Energia nucl. (Madrid)*, 19(94):115-23, 1975.
9. CLEMENT, J. M. La centrífuga de gases en el enriquecimiento isotópico del uranio. Parte III. *Energia nucl. (Madrid)*, 19(96):285-93, 1975.
10. COLBY JR., L. J. Fuel reprocessing in the United States: a review of problems and some solutions. *Nucl. News*, 19(1):68-73, Jan. 1976.
11. COMISSÃO NACIONAL DE ENERGIA NUCLEAR. *Urânio no Brasil*. Rio de Janeiro, 1974.
12. THE FORD administration will not terminate or reduce nuclear exports. *Nucleonics Week.*, 17(16):3-4, Apr. 1976.
13. FRANKLIN, N. L. Irradiated fuel cycle. *J. Br. nucl. Energy Soc.*, 14:273-85, 1975.
14. FUHSE, W. A. The separation of uranium isotopes in the presence of light gas with particular respect to the separation nozzle process. *Atomkernenergie*, 23:212-5, 1974.

(*) As referências bibliográficas relativas a documentos localizados pelo IEA foram revistas e enquadradas na NB-66 da ABNT.

15. GENERAL ATOMIC CO. *Fuel technology workshop, São Paulo, Brasil, July 24-26, 1974: HTGR nuclear training.* San Diego, Calif., 1974.
16. GUPTA, D.; FISCHER, K. D.; STEPHANY, M. Expected fuel fabrication costs in an expanding nuclear economy. In: INTERNATIONAL ATOMIC ENERGY AGENCY. *Economics of nuclear fuels: proceedings of the symposium on... held in Gottwaldov, 27-31 May 1968.* Vienna, 1968. p.297-314. (Proceedings series).
17. MACIEL, A. C. & CRUZ, P. R. *Perfil analítico do tório e terras raras.* Rio de Janeiro, Ministério das Minas e Energia, 1973. (Boletim, 28).
18. MACIEL, A. C. & CRUZ, P. R. *Perfil analítico do urânio.* Rio de Janeiro, Ministério das Minas e Energia, 1973. (Boletim 27).
19. MARTENSSON, M. Economics of uranium enrichment by gaseous diffusion. In: INTERNATIONAL ATOMIC ENERGY AGENCY. *Economics of nuclear fuels: proceedings of a symposium on... held in Gottwaldov, 27-31 May. 1968.* Vienna, 1968. p.275-95. (Proceedings series).
20. MASCHÉ, G. *Systems summary of a Westinghouse pressurized water reactor nuclear power plant.* Pittsburgh, Pa., Westinghouse Electric Corp., 1971.
21. NEWS about contracts. *Nucl. News*, 18(15):64-5, Dec. 1975.
22. POOLE, L. G. World uranium resources. *Nucl. Engng Int.*, 20:95-109, Feb. 1975.
23. SEANS, P. F.; KANIJ, J. B. W.; NATER, K. A.; VERHEUGEN, J. H. N. Fabrications of vibrasol fuel rods. *Trans. Am. nucl. Soc.*, 20:593-4, 1975.
24. SMITH, D. What price commercial enrichment? *Nucl. Engng Int.* 23:572-85, Jul. 1974.
25. STEWART, H. B. et alii. *Utilization of the thorium cycle in the HTGR.* San Diego, Calif., Gulf General Atomic Co., Sep. 1971. (GULF-GA-A-10621).
26. UNITED STATES ATOMIC ENERGY COMMISSION. *The nuclear industry, 1973.* Washington, D. C., sem data. (WASH-1174-73).
27. WILCOX JR., W. J. & BRADBURY, J. T. *Enrichment: the current status at Oak Ridge, Portsmouth, and Paducah.* Oak Ridge, Tenn., Union Carbide, Oct. 1975. (K-L-6353).