

**ESTUDO POR MEIO DE TRAÇADORES RADIOATIVOS DO REATOR DE
POLIMERIZAÇÃO R811 PARA PRODUÇÃO DE POLIETILENO**

*ANTONIO C. CASTAGNET, CLAUDIO SZULAK, MOHSEN SAID,
TAIZIRO OHARA, SILVIO NAKAHIRA e RICARDO A. PERALBO*

PUBLICAÇÃO IEA N.º 305

Agosto — 1973

INSTITUTO DE ENERGIA ATÔMICA
Caixa Postal 11049 (Pinheiros)
CIDADE UNIVERSITÁRIA "ARMANDO DE SALLES OLIVEIRA"
SAO PAULO — BRASIL

**ESTUDO POR MEIO DE TRAÇADORES RADIOATIVOS DO REATOR DE
POLIMERIZAÇÃO R811 PARA PRODUÇÃO DE POLIETILENO**

**Antonio C. Castagnet, Cláudio Szulak, Mohsen Said, Taiziro Ohara,
Silvio Nakahira e Ricardo A. Peralbo**

**Divisão de Aplicação de
Radioisótopos na Engenharia e na Indústria
Instituto de Energia Atômica
São Paulo - Brasil**

**Publicação IEA Nº 305
Agosto - 1973**

Instituto de Energia Atômica

Conselho Superior

Eng.^o Roberto N. Jafet – Presidente
Prof.Dr.Emilio Mattar – Vice-Presidente
Prof.Dr.José Augusto Martins
Dr.Affonso Celso Pastore
Prof.Dr.Milton Campos
Eng.^o Helcio Modesto da Costa

Superintendente

Rômulo Ribeiro Pieroni

ÍNDICE

SECÇÃO	Pág.
RESUMO1
1.0.0 INTRODUÇÃO2
1.1.0 OBJETIVOS E FUNDAMENTOS DO ESTUDO2
1.2.0 DESCRIÇÃO GERAL DO PROCESSO3
2.0.0 DESCRIÇÃO DA TÉCNICA UTILIZADA5
2.1.0 PREPARAÇÃO DA SOLUÇÃO RADIOATIVA5
2.1.1 Seleção do composto marcado5
2.1.2 Preparação do composto marcado5
2.2.0 INJEÇÃO DO TRAÇADOR9
2.2.1 Procedimento da injeção9
2.2.2 Sistema de injeção10
2.3.0 SISTEMA DE DETEÇÃO E REGISTRO10
3.0.0 RESULTADOS OBTIDOS10
3.1.0 VELOCIDADE LINEAR MÉDIA13
3.1.1 Reator em polimerização13
3.1.2 Reator com circulação de solvente14
4.0.0 CONCLUSÕES14
4.1.0 CIRCULAÇÃO DOS FLUIDOS NO REATOR14
4.2.0 MODELO MATEMÁTICO SIMPLIFICADO DO PROCESSO17
4.2.1 Variação da concentração de um componente dentro do reator, para alimentação contínua com concentração e fluxo constante17
4.2.2 Tempos médios de residência e confinamento19
4.2.3 Volume efetivo do reator22
5.0.0 COMENTÁRIOS FINAIS28
AGRADECIMENTOS29

ESTUDO POR MEIO DE TRAÇADORES RADIOATIVOS DO REATOR DE POLIMERIZAÇÃO R811 PARA PRODUÇÃO DE POLIETILENO

Antonio C. Castagnet, Cláudio Szulak, Mohsen Said, Taiziro Ohara,
Silvio Nakahira e Ricardo A. Peralbo

RÉSUMO

O presente relatório descreve os fundamentos, metodologia e resultados de um estudo para determinar mediante o emprego de traçadores radioativos, a velocidade média de circulação de fluidos em um reator de polimerização, operando em duas condições diferentes:

- a) regime normal em polimerização;
- b) recirculação de solvente (hexano).

Em se tratando de um reator tubular em circuito fechado, com secção transversal constante, foi utilizada a técnica de traçadores radioativos conhecida como "método dos dois picos"

Foi utilizado como traçador dibromobutano ($\text{Br}_2\text{C}_4\text{H}_8$) marcado com ^{82}Br e dissolvido em hexano. Este composto radioativo foi preparado nos laboratórios da DAREI, partindo-se do bromo elementar ativado no reator nuclear IEA-R1

Em cada uma das determinações, incorporou-se ao reator de polimerização, aproximadamente 50 ml de solvente marcado, equivalente à uma atividade total de 25 mCi de ^{82}Br .

A injeção foi efetuada através do conduto de alimentação de hexano, utilizando-se uma corrente de nitrogênio a 40 ata para vencer a pressão interna do reator, estimada em 30 ata.

A passagem da "onda radioativa" pelas secções de medida foi detetada com sondas cintiladoras associadas a integradores e registradores gráficos portáteis

Contrariamente ao esperado, a solução radioativa não se dispersou rapidamente na corrente de fluido que circulava no reator, senão que permaneceu durante grande parte do tempo confinada no trecho inicial de diluição.

Os registros gráficos obtidos, apresentaram conseqüentemente a forma de uma oscilação periódica levemente amortecida.

Esta circunstância permitiu o cálculo da velocidade média de circulação em ciclos por segundo, com um erro "standard" menor que $\pm 0,5\%$, e estabelecer ademais, as bases fenomenológicas de um modelo matemático, para descrever o comportamento do reator.

Os valores das velocidades médias de circulação para os casos estudados, foram os seguintes:

a) reator em polimerização:	0,03814 ciclos/segundo
b) reator com solvente:	0,03795 ciclos/segundo

Para um comprimento total do eixo do reator de 131,54 metros, os valores anteriores equivalem respectivamente a 5,02 e 4,99 metros/segundo.

A diferença entre ambos os resultados é de 0,5% e está portanto dentro dos limites do erro experimental.

Pode-se concluir, então, que a velocidade média de circulação dentro do reator é constante e igual a 0,038 ciclos/segundo, ou seja 5 m/s, independentemente da natureza dos fluidos considerados (solvente ou solvente mais polímero em suspensão).

O período T_0 de circulação dos fluidos dentro do reator, resultou, assim, em 26,32 segundos.

O fluxo volumétrico da bomba de circulação calculado com os dados experimentais foi de $5000 \text{ m}^3/\text{h}$.

Determinou-se também, para as condições particulares investigadas, o tempo médio de residência dos componentes homogeneamente distribuídos no fluido e o tempo médio de confinamento de produtos concentrados em uma dada região da massa circulante.

Admitindo-se uma relação $q/Q = 0,004$ para o reator em polimerização, os tempos médios de residência e confinamento resultaram em 6.627,7 e 3.068,6 segundos respectivamente.

Isto demonstra que nas presentes condições o reator pode ser extremamente sensível à variações localizadas (ou transitórias) da concentração e da qualidade dos componentes na entrada.

O relatório sugere meios para modificar a resposta do reator frente a estímulos transitórios na alimentação, afim de atenuar ou eliminar possíveis efeitos prejudiciais no funcionamento do reator e/ou na qualidade do produto elaborado.

Finalmente destaca-se a importância de completar o presente estudo com a execução de novos ensaios, afim de obter informações que permitam formular o modelo matemático generalizado do processo.

1.0.0. - INTRODUÇÃO

1.1.0 - OBJETIVOS E FUNDAMENTOS DO ESTUDO

O objetivo do trabalho foi o de determinar a velocidade linear média de circulação dos fluidos dentro do reator, para duas condições diferentes de operação:

- a) reator em polimerização;
- b) reator com circulação de solvente.

Ambas as medidas eram necessárias para verificar se o processo se desenvolvia dentro das previsões de projeto, dado que durante a construção do reator, se haviam alterado certas especificações originais.

Decidiu-se executar as medições utilizando a técnica de traçadores radioativos, conhecida como "método dos dois picos", considerando-se que o reator é tubular e possui seção transversal constante em toda sua longitude.

A referida técnica consiste em injetar durante um tempo muito curto um pequeno volume de solução marcada com um radiotraçador adequado, e cronometrar em seguida a passagem da "onda radioativa" em duas seções separadas por uma distância conhecida.

Na prática, esta última operação se realiza utilizando-se em cada uma das seções detectores de radioatividade. Estes detectores estão por sua vez conectados a registradores gráficos sincronizados.

A passagem da onda radioativa pelas seções de medida traduz-se em um incremento de curta duração na intensidade da radiação detetada, gerando-se assim um pico ou máximo no correspondente registro.

Mede-se posteriormente a distância entre os dois picos, superpondo-se registros obtidos, de modo que coincidam as marcas de sincronismo. O intervalo de tempo correspondente à referida distância é determinado tomando-se por base a velocidade dos registros.

A velocidade linear média \bar{v} de circulação dos fluidos no reator, resulta, então:

$$\bar{v} = \frac{L v_r}{l} \quad \text{m/s} \quad (1)$$

donde:

- L - distância entre as seções de detecção, medida ao longo do eixo do reator tubular (m);
- l - distância entre picos determinada por superposição de ambos os registros (cm);
- v_r - velocidade do papel dos registradores (cm/s).

A resposta do reator frente ao estímulo representado pela injeção discreta da solução radioativa, permitiu não só alcançar satisfatoriamente o objetivo proposto como também estabelecer algumas características importantes do funcionamento do reator, tais como:

- a) tempo de equilíbrio para diferentes condições de alimentação;
- b) tempo médio de permanência de componentes distribuídos homogeneamente dentro do reator;
- c) tempo médio de permanência de componentes concentrados num trecho da corrente de circulação.

1.2.0 - DESCRIÇÃO GERAL DO PROCESSO

O reator R-811, é um reator de polimerização para a produção de polietileno. Consiste basicamente de quatro trechos tubulares verticais, de 30 metros de altura e 0,6 metros de diâmetro aproximadamente, unidos por seus extremos como indicado esquematicamente na Figura 1.

No extremo inferior de um dos trechos está intercalada uma bomba axial que produz a circulação permanente dos fluidos dentro do reator com uma vazão estimada antes do ensaio em 4000 metros cúbicos/hora.

A alimentação e a extração dos produtos se realiza em forma contínua nos ramos horizontais inferiores, embora opcionalmente a extração se possa efetuar também pelo topo do reator.

Os produtos de alimentação consistem em solvente (hexano), gases (basicamente etileno), catalizador e suporte do catalizador (pós finamente divididos).

O fluxo mássico médio \bar{q} dos produtos na entrada é de 7000 kg/h. O etileno contribui com 30 a 35% sendo o restante praticamente hexano.

Dentro do reator existe uma pressão de 30 ata e uma temperatura média de 85° e os fluidos se mantêm em circulação contínua por ação da bomba.

Nestas condições o etileno se dissolve completamente no hexano e, em presença do catalizador (uniformemente disperso no fluido), tem lugar a reação de polimerização.

O produto resultante é polietileno em forma de partículas finas que se extrai em

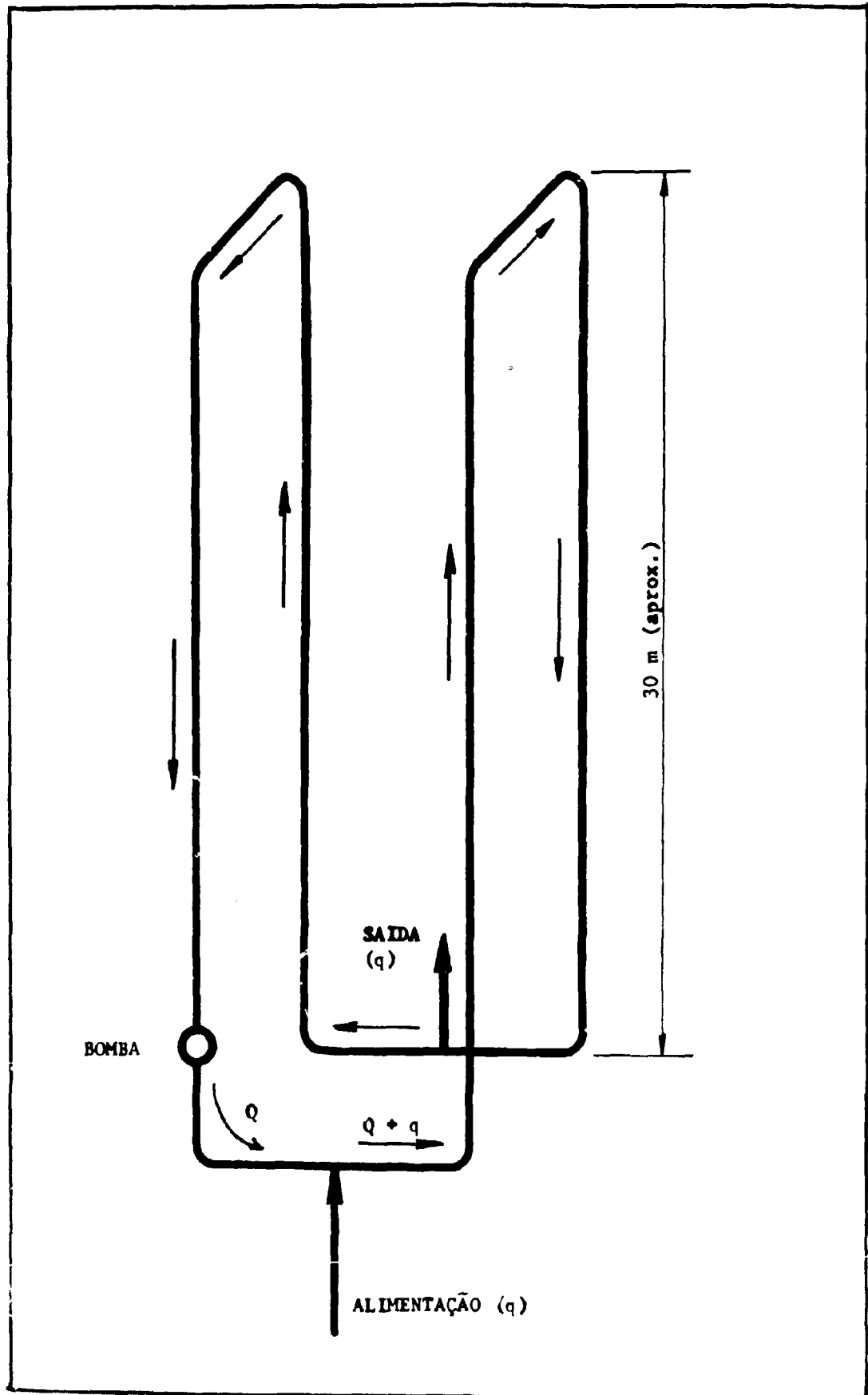


Fig. 1 - Esquema do reator de polimerização R811

suspensão no solvente, a razão de uns 2000 kg/h

O hexano cumpre as funções de meio físico que possibilita a mistura e reação dos componentes e a de veículo para o transporte e extração do produto final.

O polietileno se separa do hexano e segue para as etapas seguintes do processo.

O hexano, uma vez purificado, retorna ao ciclo do reator.

2.0.0 - DESCRIÇÃO DA TÉCNICA UTILIZADA

Em princípio, para assegurar a consecução de resultados satisfatórios ainda que sob condições adversas, planejou-se executar o ensaio de acordo com o esquema geral da Figura 2.

Esta disposição foi efetivamente a utilizada para medir a velocidade média de circulação, com o reator em polimerização.

Para o reator operando com recirculação de hexano puro, eliminou-se o detector D_1 e o registrador R_1 .

A aplicação desta técnica demandou os seguintes trabalhos prévios:

- a) preparação da solução radioativa;
- b) projeto, construção e instalação do sistema de transferência e injeção da solução radioativa;
- c) estabelecer as condições de detecção e registro.

2.1.0 - PREPARAÇÃO DA SOLUÇÃO RADIOATIVA

2.1.1 - Seleção do composto marcado

O composto marcado devia satisfazer os seguintes requisitos:

- a) emitir radiação gama de energia adequada para a sua detecção através das paredes do reator;
- b) possuir atividade específica relativamente elevada;
- c) ser completamente solúvel no hexano;
- d) manter-se estável nas condições físico-químicas presentes dentro do reator;
- e) não interferir com o processo de polimerização e nem afetar as características do produto final.

Optou-se pelo dibromobutano marcado com ^{82}Br . O dibromobutano ($\text{C}_4\text{Br}_2\text{H}_8$) é um líquido oleoso, incolor, totalmente solúvel no hexano, de densidade $1,82\text{ g/cm}^3$. A pressão ambiente congela aos $-64,5^\circ\text{C}$ e entra em ebulição aos 166°C .

2.1.2 - Preparação do composto marcado

A marcação do dibromobutano se realizou fazendo-se reagir diretamente o Br elementar

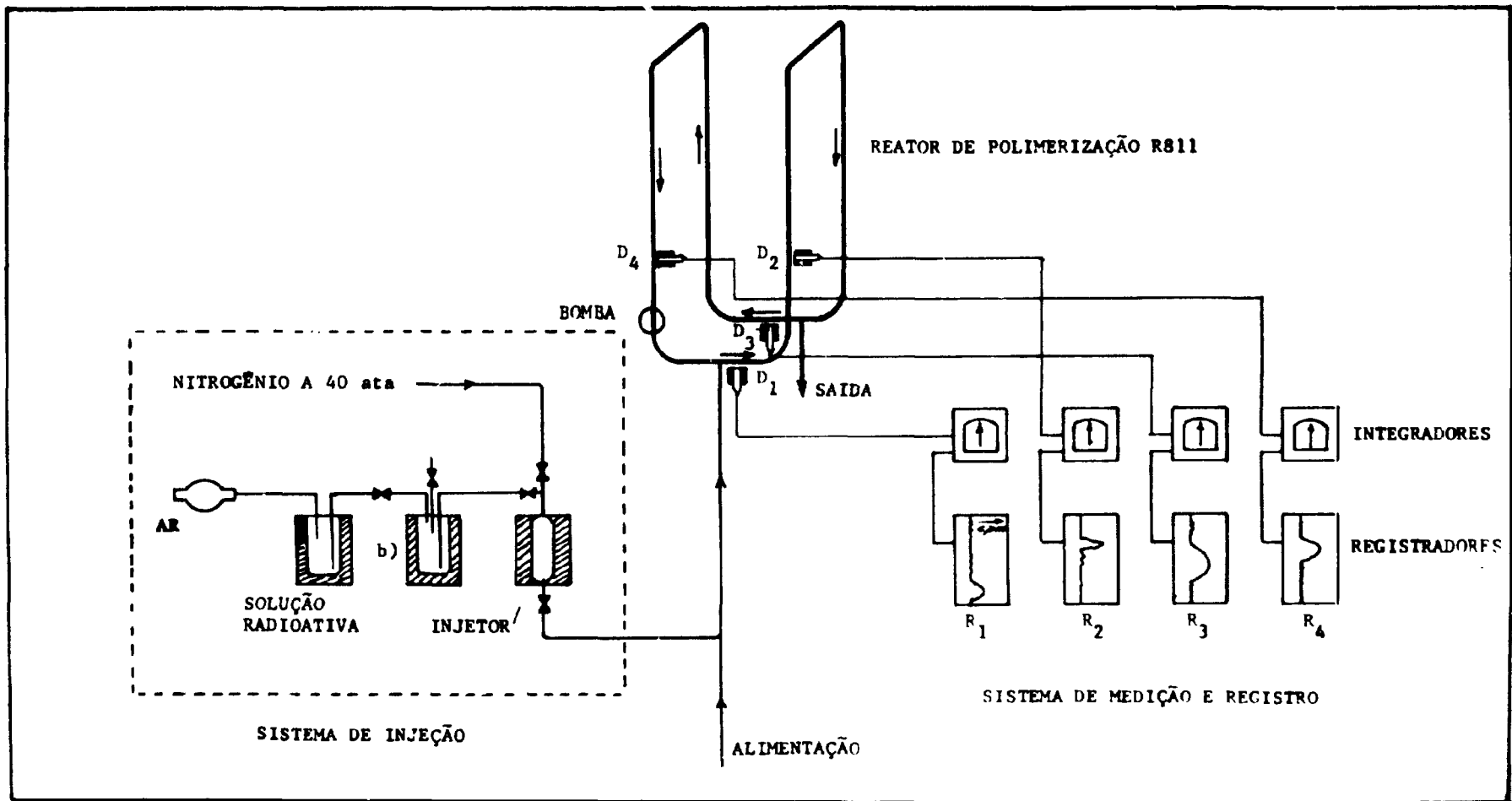


Fig. 2 - Esquema geral da disposição adotada para medir a velocidade de circulação, pelo método dos dois picos

radioativo com butano líquido.

Um grama de Br reage com 0,35 gramas de butano formando 1,33 gramas de dibromobutano com um volume de $0,73 \text{ cm}^3$.

Por outro lado irradiando um grama de Br durante 4 horas no reator IEA-R1, em um fluxo de 10^{13} neutrons/ $\text{cm}^2 \text{ s}$, obtem-se uma atividade de 241 mCi de ^{82}Br (35,4 horas como período de semi-desintegração) junto com uma atividade muito maior de ^{80}Br e $^{80\text{m}}\text{Br}$ (períodos de 18 minutos e 4,5 horas respectivamente).

Após um tempo de decaimento de 96 horas, o único radioisótopo do bromo presente em quantidades significativas é o ^{82}Br , com uma atividade de 40 mCi.

Com este procedimento, irradiando $\sim 1,3$ gramas de Bromo obtiveram-se ~ 50 mCi de ^{82}Br , que foi a atividade utilizada para preparar o composto marcado.

O bromo elementar em estado líquido irradiou-se em duas ampolas de quartzo, cada uma contendo $\sim 0,65$ gramas, duplamente encapsuladas em dois recipientes herméticos: um de ferro e outro exterior de alumínio.

Completada a irradiação e transcorrido o tempo de decaimento antes mencionado, as ampolas de quartzo contendo o ^{82}Br foram quebradas no dispositivo ilustrado na Figura 3.

Previamente a sua introdução no dispositivo em questão, as ampolas foram submersas em uma mistura de álcool metílico com gelo seco, para congelar o bromo e evitar a presença de gases radioativos no momento da quebra.

As ampolas eram rompidas em seguida comprimindo-se a mangueira plástica com uma ferramenta adequada.

O bromo, junto com os pedaços da ampola passava por gravidade ao recipiente do butano líquido, reagindo imediatamente para dar dibromobutano.

O butano se mantinha em estado líquido por refrigeração com a mistura de álcool metílico e gelo seco.

Os gases de bromo radioativo que eventualmente poderiam haver escapado sem reagir passavam através de uma solução de tiosulfato de sódio, onde ficavam finalmente retidos.

A reação do bromo com o butano líquido, nas condições descritas, se produzia em forma praticamente instantânea.

A recuperação da pequena quantidade de $\text{C}_4\text{Br}_2\text{H}_8$ do excesso de butano utilizado, foi feita por evaporação deste último, fechando a válvula (4) e trasladando-se a mistura refrigerante do recipiente (1) ao recipiente (2). Deste modo o excesso de butano era condensado no recipiente (2).

O dibromobutano diluiu-se em 100 cm^3 de hexano obtendo-se assim a solução radioativa

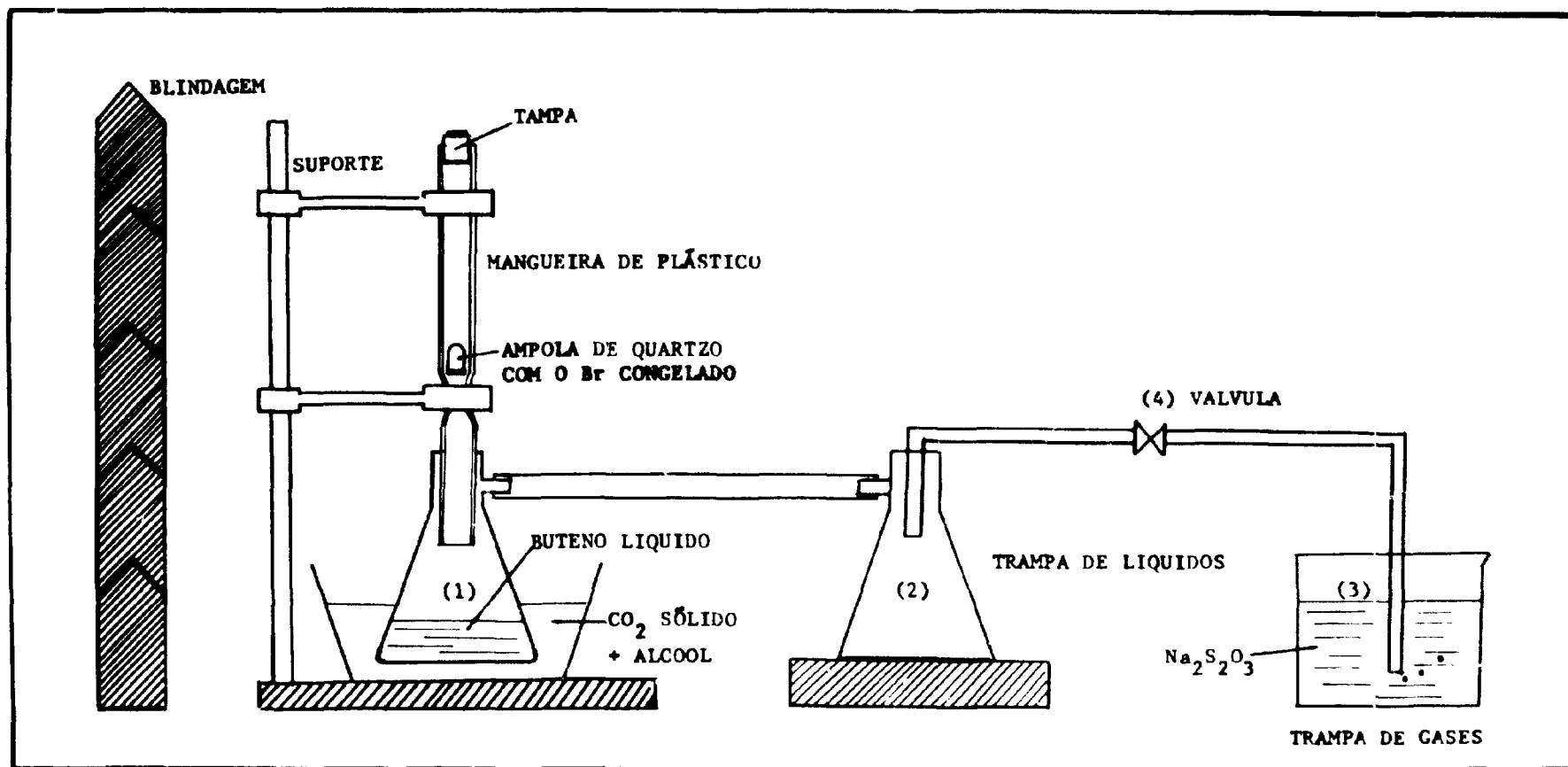


Fig. 3 - Esquema do dispositivo utilizado para a preparação do dibromobutano

a ser injetada, com uma atividade específica de $0,5 \text{ mCi/cm}^3$.

Transferiu-se, finalmente, a solução a um recipiente protegido por uma blindagem de chumbo para evitar riscos de radiação durante sua armazenagem e transporte.

Durante essa transferência se utilizou um filtro para a separação dos pedaços da ampola de quartzo.

2.2.0 - INJEÇÃO DO TRAÇADOR

O volume e a atividade da solução de traçador radioativo a ser incorporada no reator foram determinados experimentalmente mediante um ensaio preliminar. Este ensaio serviu também para verificar o bom funcionamento dos sistemas de injeção e detecção.

Demonstrou-se que 50 cm^3 de solução com uma atividade de 25 mCi de $^{82} \text{ Br}$, garantiam uma razoável margem de segurança na detecção da passagem da onda radioativa.

2.2.1 - Procedimento da injeção

Para lograr uma maior precisão nos resultados, o ensaio com traçadores radioativos repetiu-se duas vezes sucessivamente para o reator em polimerização e três vezes para o reator circulando o solvente.

No primeiro caso as duas injeções de traçador, efetuaram-se no conduto principal de alimentação de hexano, a uns 15 metros da entrada no reator. Dito conduto tem um diâmetro interno de 3" (79,92 mm). O fluxo de solvente no momento das injeções foi estimado em 5000 kg/h . Em cada injeção empregaram-se 50 cm^3 de traçador com uma atividade de 25 mCi de $^{82} \text{ Br}$.

No segundo caso as duas primeiras injeções foram de 50 e 25 cm^3 respectivamente (25 e $12,5 \text{ mCi}$) e efetuaram-se no mesmo ponto que no caso anterior. A terceira injeção, de 25 cm^3 , realizou-se por sua vez em um conduto secundário, de menor diâmetro, mas num ponto mais próximo do reator. A alimentação de hexano durante este ensaio foi bastante reduzida, porém de valor incerto.

Para a instalação do injetor utilizaram-se em todos os casos de conexões já existentes.

A injeção foi realizada impulsando-se a solução radioativa, com nitrogênio a 40 ata . Como a pressão dentro do reator era da ordem de 30 ata , a pressão efetiva de injeção resultou então em 10 ata aproximadamente.

A passagem da solução radioativa do depósito injetor ao conduto de alimentação de solvente, foi controlada com um monitor portátil de radiações o que permitiu estimar o tempo dessa operação (entre 2 e 4 segundos, dependendo do volume injetado).

O tempo de trânsito da solução radioativa desde o injetor até o reator, calculado posteriormente a partir dos registros gráficos, variou entre 2 e 5 segundos.

2.2.2 Sistema de injeção

O injetor consistiu fundamentalmente em um depósito cilíndrico de aço inoxidável de 100 cm³ de capacidade projetado e construído para suportar pressões superiores a 90 ata. Este dispositivo foi fornecido por ELETROTENO Indústrias Plásticas S/A.

Um dos extremos do injetor foi conectado ao conduto de alimentação de solvente. O outro extremo, que possuía duas entradas, utilizou-se para a carga do traçador e para a posterior pressurização com nitrogênio.

Previamente à sua instalação efetuou-se o vácuo no injetor. Esta operação teve a dupla finalidade de facilitar a carga do traçador por sucção e evitar simultaneamente a entrada de ar no depósito. A eventual incorporação do ar ao reator é prejudicial para o processo de polimerização.

Para transferir o volume marcado ao injetor, utilizou-se um recipiente intermediário com escala volumétrica visível (Figura 2,b).

O deslocamento da solução radioativa desde o depósito blindado de armazenagem e transporte ao recipiente intermediário, foi feito por pressão de ar gerada manualmente com uma pêra de borracha.

2.3.0 - SISTEMA DE DETEÇÃO E REGISTRO

Para cada uma das seções de medição utilizou-se um sistema composto por (Figura 2):

- uma sonda de NaI(Tl), colimada por uma blindagem de chumbo de 6 cm de espessura;
- um escalímetro-integrador BASC com analisador monocanal;
- um registrador RUSTRAK.

No princípio pensou-se utilizar somente os gráficos dos registradores R-4 e R-2 para o cálculo das velocidades de circulação e manter os outros registros como dados complementares ou de substituição em casos de falhas dos registradores antes mencionados.

Para tais efeitos adotou-se uma velocidade de 480 polegadas/hora para o papel dos registradores R-1, R-2 e R-4 e 48 polegadas/hora para o registrador R-3.

3.0.0 - RESULTADOS OBTIDOS

Esperava-se "a priori" que a solução radioativa injetada seria rapidamente misturada por ação da bomba de circulação em toda a massa de fluido no reator de maneira que em poucos segundos o traçador estaria homogênea e uniformemente diluído.

Em consequência previa-se também a rápida desaparecimento dos picos nos registros.

Em contrário resultou que os picos de atividade detetados em cada seção após a injeção repetiram-se em forma periódica e uma amplitude levemente amortecida durante mais de 90

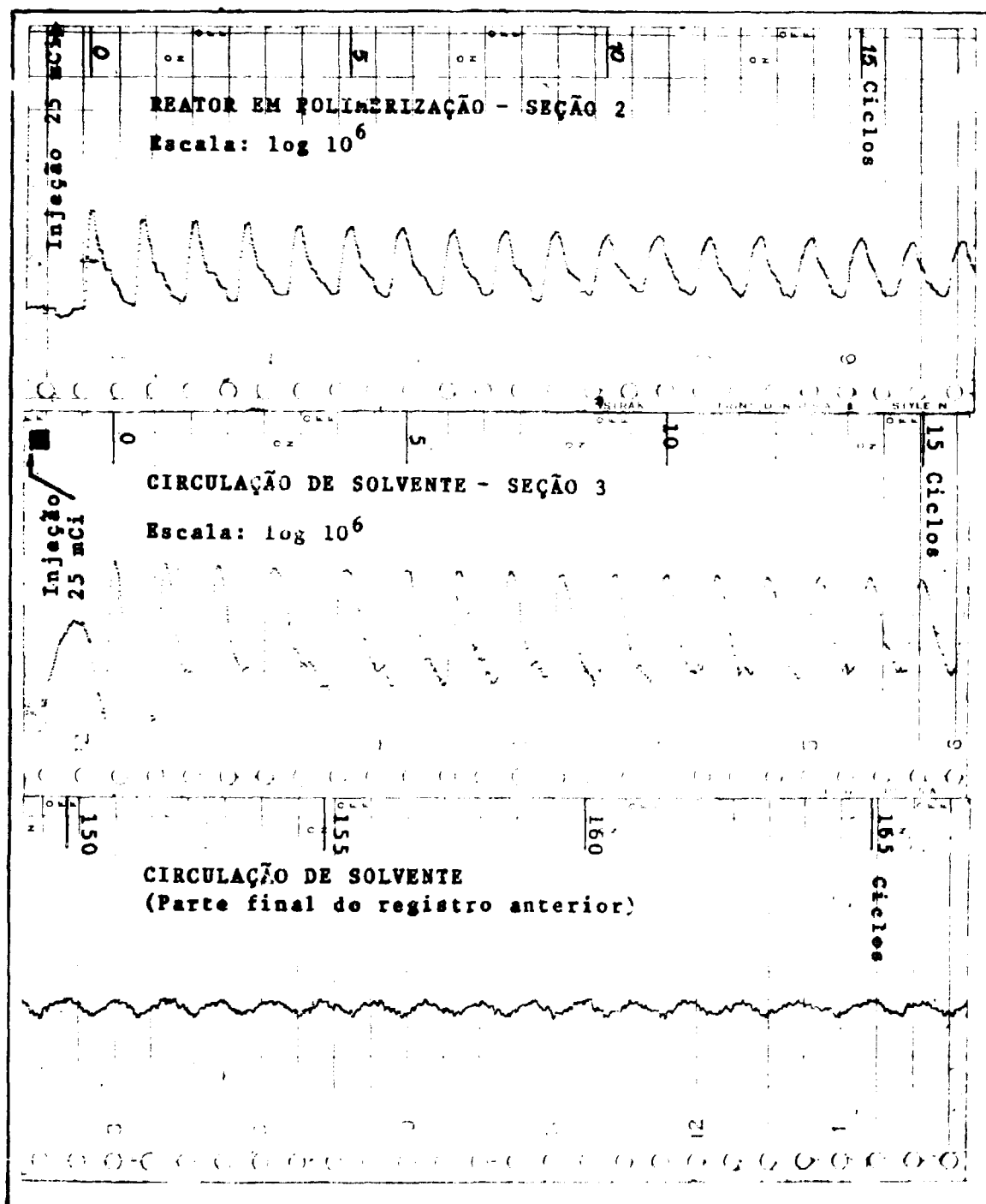


Fig. 4 - Sequências dos registros gráficos correspondentes à medição de radioatividade em uma secção do reator, depois de produzida a injeção puntual do traçador. A velocidade do papel no registrador foi de 48" por hora (0,339 cm/s).

Tabela 1

Dados experimentais para o cálculo da velocidade linear média no caso do reator operando em polimerização.

Teste n.º	Intervalo do registro (ciclos)	Seção n.º	Comprimento do papel (mm)	Velocidade de registro (mm/s)	Tempo (s)	W. <u>ciclos</u> / <u>segundo</u>
1	0 - 10	1	884,5	3,3870	261,14	0,0384
		2	89,5	0,3387	264,25	0,0378
		3	886,5	3,3870	261,74	0,0382
		4	877,5	3,3870	259,08	0,0386
	35 - 45	1	876,0	3,3870	258,64	0,0387
		2	89,5	0,3387	264,25	0,0378
		3	886,5	3,3870	261,74	0,0382
		4	870,0	3,3870	256,86	0,0389
	100 - 110	2	89,05	0,3387	264,25	0,0378
	2	0 - 10	2	90,0	0,3387	265,72
35 - 45		2	89,0	0,3387	262,77	0,0381
100 - 110		2	90,0	0,3387	265,72	0,0376

minutos.

Este singular comportamento foi verificado tanto para o reator em polimerização como com circulação de solvente.

As sequências dos registros gráficos da Figura 4 ilustram claramente o fenômeno observado.

3.1.0 - VELOCIDADE LINEAR MÉDIA

A repetição periódica dos picos de atividade em cada uma das secções de medição, tornou-se supérflua e até desaconselhável a comparação de dois registros diferentes para determinar a velocidade segundo o método clássico dos dois picos.

Com efeito, a utilização de um só registro oferece as seguintes vantagens:

- 1) a distância percorrida pelo traçador radioativo entre dois picos sucessivos, corresponde exatamente ao comprimento total do reator, tomado ao longo de seu eixo. Esta medida é mais precisa que a de uma distância parcial, calculada com base nas posições das sondas detetoras;
- 2) a precisão no cálculo da velocidade média aumenta consideravelmente com a possibilidade de se tomar a média sobre um grande número de ciclos;
- 3) pode-se medir, se fosse necessário, as variações da velocidade média instantânea, em função do tempo, durante um grande número de ciclos de circulação;
- 4) permite expressar a velocidade média em ciclos por unidade de tempo, em cujo caso o dado resulta independente de possíveis erros nas medidas de comprimento.

3.1.1 - Reator em polimerização

Os resultados obtidos em cada um dos dois ensaios efetuados com o reator em polimerização resumem-se na Tabela 1.

Na coluna 7 indica-se a velocidade média de circulação, em ciclos/segundo, calculada para cada secção segundo os dados dos correspondentes registros.

Supondo que na prática a velocidade de circulação dos fluídos tenha sido constante durante os dois ensaios, a média da velocidade linear média para 12 observações, resultou em:

$$\bar{w}_p = 0,0381 \text{ ciclos/segundo}$$

O erro relativo deste valor é inferior a 1%.

De acordo com a planta do reator o comprimento do eixo correspondente a um ciclo é:

$$L_0 = 131,54 \text{ m}$$

Portanto, a velocidade de circulação em metros/segundo resultou:

$$\bar{v}_p = 0,0381 \times 131,54 = 5,02 \text{ m/s}$$

Para um diâmetro interno de 600 mm o volume do reator seria de $37,2 \text{ m}^3$, e vazão média de circulação, nesse caso valeria.

$$\bar{Q}_0 = 0,0381 \times 37,2 \times 3600 = 5106 \text{ m}^3/\text{h}$$

3.1.2 - Reator com circulação de solvente

Os resultados dos três ensaios realizados com circulação de solvente puro estão ordenados na Tabela 2.

Como este estudo desenvolveu-se durante um tempo grande (umas 6 horas) não se pode supor em princípio que a velocidade de circulação se tenha mantido constante nos três ensaios.

É mais razoável supor que a velocidade de circulação tenha se mantido constante em cada ensaio. Obtiveram-se assim três valores médios individuais da velocidade de circulação média e um valor médio global para os três ensaios.

Estes valores indicam-se na tabela 3 nas diferentes unidades já vistas.

Finalmente, na Tabela 4 comparam-se os valores médios globais da velocidade nas duas condições estudadas.

4.0.0 - CONCLUSÕES

4.1.0 - CIRCULAÇÃO DOS FLUIDOS NO REATOR

Na tabela 4, observa-se que a diferença percentual entre as médias globais da velocidade de circulação, (para os casos estudados), é de somente 0,5%. Como este valor está compreendido dentro do erro experimental, pode-se concluir que a velocidade média de circulação dentro do reator se manteve constante e igual a 0,038 ciclos por segundo, independentemente da natureza dos fluidos.

Esta velocidade corresponde a um período T_0 de circulação (tempo requerido pelo fluido para completar um ciclo) de:

$$T_0 = 1/\bar{w} = 1/0,038 = 26,3 \text{ segundos}$$

Conforme a planta e segundo foi calculado na Secção 3.1.1, o volume efetivo do reator seria de $37,2 \text{ m}^3$. Aceitando-se este dado como certo, e considerando-se que a vazão de alimentação do reator durante os testes foi sempre comparativamente muito menor que o da bomba de recirculação, resultaria para esta última uma vazão muito próxima dos 5100 m^3 horários.

Este resultado excede em quase 30% a vazão de $4000 \text{ m}^3/\text{h}$ previsto nas especificações da bomba.

Este fato, juntamente com outras conclusões derivadas de um modelo simplificado do reator (Secção 4.2.3), fazem supor que na realidade o volume efetivo do mesmo, é muito menor

Tabela 2

Dados experimentais para o cálculo da velocidade linear média, no reciclado de solvente.

Teste n.º	Intervalo do registro (ciclos)	Seção n.º	Comprimento do papel (mm)	Velocidade do registro (mm/s)	Tempo (s)	\bar{W} ciclos/s
1	0 - 10	2	869,0	3,3870	256,6	0,0390
		4	883,0	3,3870	260,7	0,0384
	60 - 70	2	861,0	3,3870	254,2	0,0393
		4	886,0	3,3870	261,6	0,0382
	120 - 130	2	861,0	3,3870	254,2	0,0393
		4	880,0	3,3870	259,8	0,0385
2	0 - 10	3	90,5	0,3387	267,2	0,0374
	70 - 80	3	90,5	0,3387	267,2	0,0374
	130 - 140	3	90,5	0,3387	267,2	0,0374
3	0 - 10	3	90,1	0,3387	266,0	0,0376
	30 - 40	3	90,0	0,3387	265,7	0,0376
	70 - 80	3	90,0	0,3387	265,7	0,0376

Tabela 3

Valores da velocidade média de circulação, para o reciclado de solvente.

Unidades	Ensaio 1	Ensaio 2	Ensaio 3	Médio global
ciclos/s	0,0388	0,0374	0,0376	0,0380
m/s	5,10	4,92	4,95	4,99
m ³ /h	5,195	5,013	5,038	5,082

Tabela 4

Comparação dos valores médios globais da velocidade de circulação

Unidades	Valores médios globais		Diferença %
	Polimerização	Solvente	
ciclos/s	0,0391	0,0380	0,5
m/s	5,02	4,99	0,5
m ³ /h	5,108	5,082	0,5

Tabela 5

Tempos médios de residência e de confinamento de componentes

Regime do reator	Tempos médios de:		
	Residência comp. misturados	Residência comp. confinados	Confinamento
Polimerização	6.628 s	6.659	3.069 s
(r = 0,004)	1 ^h 50 ^m 28 ^s	1 ^h 50 ^m 59 ^s	0 ^h 51 ^m 9 ^s
Solvente	52.653 s	53.336	2.005 s
(r = 0,0005)	14 ^h 37 ^m 33 ^s	14 ^h 48 ^m 56 ^s	0 ^h 33 ^m 25 ^s

que os 37,2 m³ anteriormente mencionados.

4.2.0 - MODELO MATEMÁTICO SIMPLIFICADO DO PROCESSO

Pode-se obter uma descrição bastante aproximada do comportamento do reator, analisando e interpretando os resultados da Secção 3.2.0, tanto em base às características do processo em si, como em função das características próprias das medições da radioatividade.

Uma consequência importante de tal descrição fenomenológica, seria a possibilidade de formular um modelo matemático generalizado do processo. Isto requereria o adequado processamento dos dados já existentes e a execução de novos ensaios complementares com traçadores radioativos, para confirmar certas hipóteses. Lamentavelmente esta tarefa não foi incluída dentro dos objetivos do presente estudo. Porém, para demonstrar o extraordinário valor prático dessa formulação, dão-se em seguida exemplos da informação obtida por aplicação de um modelo simplificado.

4.2.1 - Variação da concentração de um componente dentro do reator, para alimentação contínua com concentração e fluxo constante.

Um estudo mais completo com traçadores radioativos permitiria obter a equação exata da função:

$$C_{in} = f(C_{i0}, r, n)$$

onde:

- C_{in} : concentração mássica do componente "i" no reator, depois "n" ciclos de começada a alimentação;
- C_{i0} : concentração mássica do componente "i" suposta constante no duto de alimentação;
- r : relação entre as vazões mássicas da alimentação e da bomba de recirculação, supostas ambas constantes.

O modelo difere do empregado para os reatores de mistura total instantânea.

Na Figura 5 Comparam-se as curvas de C_n/C_0 em função de "n" (número de ciclos) obtidas com o modelo teórico de um reator de mistura total, e com um modelo simplificado do reator R811, deduzido este último com base nos dados experimentais. As curvas estão referidas a dois valores de "r" (0,500 e 0,100).

Observa-se que para um número relativamente baixo de ciclos, a discrepância entre os dois modelos aumenta com o valor de "r". Esta diferença pode ter consequências importantes na colocação em marcha do reator, ou quando se deseja modificar suas condições de operação.

O regime de equilíbrio dentro do reator (para uma vazão "q" e uma concentração C_0 finalmente estáveis na entrada) pode ser alcançado rapidamente aumentando durante um curto tempo "r", C_0 ou ambos os valores simultaneamente.

Na Figura 5 somente se representaram dois casos particulares. A equação geral permitiria

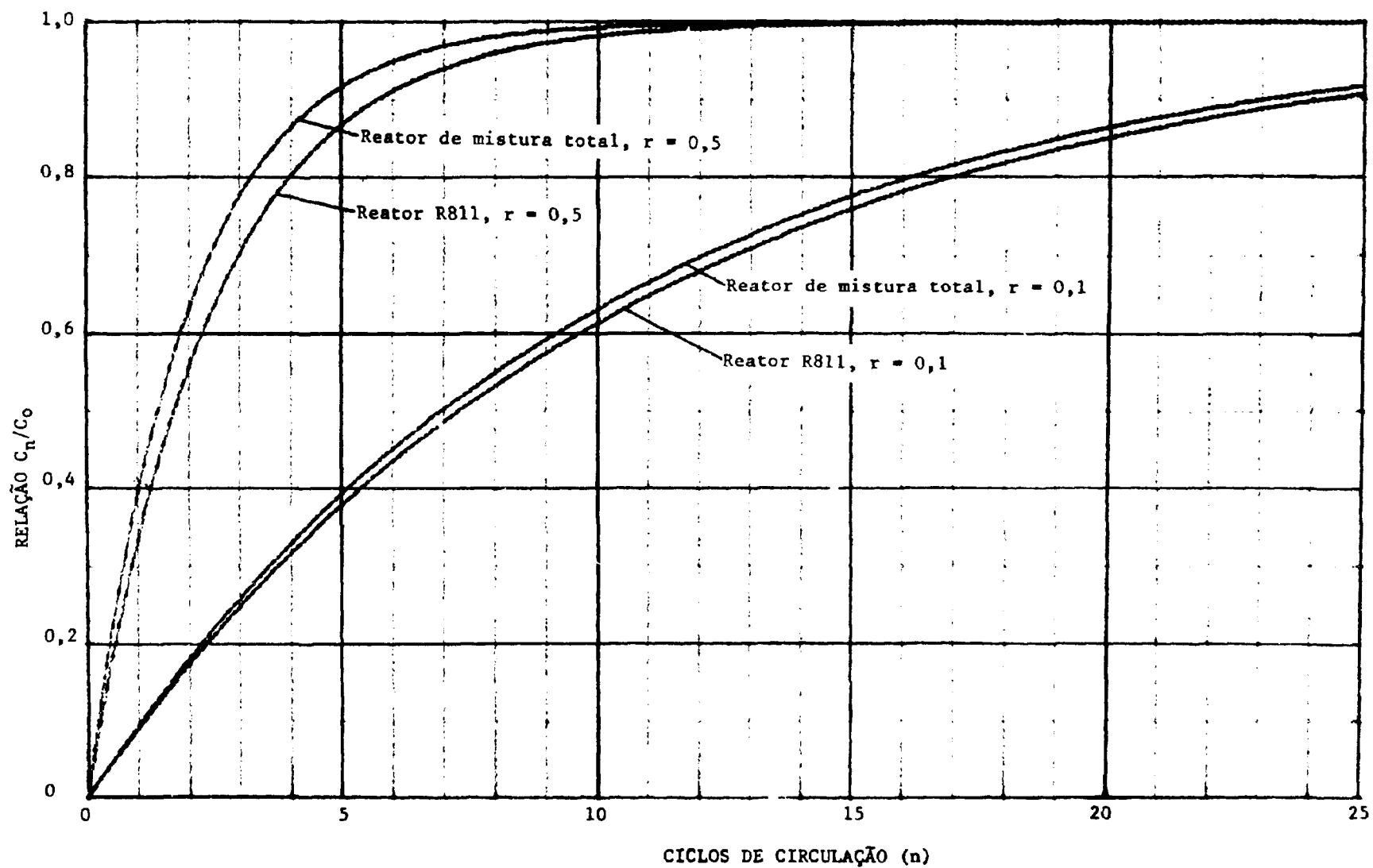


Fig. 5 - Relação de concentrações C_n/C_0 entre a saída e a entrada, em função do tempo para reatores de mistura total instantânea e para o reator de polimerização R811. "r" é a relação q/Q entre as vazões de entrada e da bomba.

predizer com exatidão o tempo em que o reator deve operar em qualquer vazão e concentração na alimentação para alcançar as condições de equilíbrio determinadas pelos valores finais desses parâmetros.

4.2.2 - Tempos médios de residência e confinamento

O presente estudo revelou de forma acidental, uma das características mais importantes do reator: se a concentração de um componente na entrada varia durante um intervalo muito curto, a distribuição de concentrações do dito componente na massa de fluido circulante, exibirá uma anomalia que permanecerá confinada durante muito tempo, na mesma região onde ela se originou.

Isto significa que o reator, pelo menos nas condições investigadas, não se comporta como um reator único de mistura total instantânea, senão como uma série ou bateria de misturadores elementares, praticamente independente entre si, onde a alimentação e extração se realiza a intervalos periódicos. O período corresponde ao de um ciclo de circulação dos fluidos no reator ($T_0 = 26,3$ segundo), enquanto que a duração do intervalo depende do comprimento do misturador elementar considerado e da velocidade de circulação (5 m/s)

Na realidade, os compartimentos em que se pode supor dividido o reator não são completamente estanques. Entre eles existe uma pequena corrente de difusão, que tende com o tempo, a igualar às concentrações dos diferentes elementos.

Os registros gráficos obtidos frente à injeção puntual de solvente marcado, são claramente demonstrativos da validade dessas conclusões no que tange ao funcionamento do reator.

Se a alimentação dos produtos se realiza à concentração constante, não existirá diferença alguma entre a resposta do modelo suposto e a de um reator único de mistura total instantânea.

Em troca, se existem modificações transitórias na concentração de entrada, o comportamento pode resultar completamente distinto em um ou outro caso, dependendo da forma em que varia a concentração e a duração dessas variações.

Suponha-se por exemplo, que durante um curto intervalo, inferior ao período de circulação, se incorpora uma quantidade excessiva de catalizador ou etileno no reator. Se este se comportasse como um misturador total instantâneo, o excesso seria rapidamente dispersado e/ou dissolvido em toda a massa de solvente, de modo que em muito pouco tempo não existiriam variações locais de concentração no fluido. Paralelamente, o valor médio da concentração no reator, somente se alteraria um pouco, mantendo-se dentro das tolerâncias do processo.

Em contrapartida, supondo-se o reator composto por uma bateria de misturadores individuais, o excesso de componentes afetaria apenas um certo número de compartimentos, isto é, um certo volume localizado do fluido em circulação. Conseqüentemente a concentração nesse volume resultaria muito mais elevada que no resto do fluido, e permaneceria assim durante um tempo relativamente grande. Em tais condições, como a reação que produz polietileno prossegue em forma contínua enquanto que a extração se realiza a intervalos fixos periódicos, pode-se gerar um crescimento (ou "build-up") da concentração de polietileno nessa região do fluido.

O volume afetado pela anomalia acompanhará a circulação do restante, como se fosse um verdadeiro tampão intercalado na corrente.

Este processo tende a realimentar-se, pois a presença de secções com alta concentração de polietileno em suspensão, deve dificultar ainda mais a difusão axial dos componentes agregados ao reator, promovendo-se assim a formação de novos tampões.

O processo pode culminar com o entupimento e conseqüente paralisação do reator, se as anomalias localizadas na distribuição de concentrações de polietileno, escapam por sua intensidade e número, às tolerâncias especificadas para o bom funcionamento da bomba. A probabilidade de que isto realmente ocorra, depende entre outros fatores, da relação entre o tempo em que um determinado componente pode permanecer confinado em uma região do fluido, e o tempo médio de residência dos componentes homoganeamente distribuídos no reator.

A medida que uma anomalia na concentração de um componente qualquer, vai gradualmente desaparecendo da região, também o fazem as moléculas ou partículas desse componente. As moléculas ou partículas abandonam a região através de dois mecanismos:

- 1) difusão longitudinal na corrente;
- 2) saída do reator junto com a extração.

Algumas moléculas ou partículas deixam de pertencer à região, imediatamente depois de originada a anomalia, quando esta passa pela primeira vez pela secção de extração. Outras, em troca, permanecem nesta até o desaparecimento total da irregularidade, quando se alcança uma concentração uniforme do componente em todo o fluido.

Este processo sugere a conveniência de definir um "tempo médio de confinamento", por um raciocínio análogo ao que conduz à definição de tempo médio de residência.

Ambos os tempos envolvem entretanto, conceitos diferentes e não devem ser confundidos.

O tempo médio de residência se aplica ao tempo que os componentes passam dentro do reator. O tempo médio de confinamento refere-se por sua vez à permanência dos componentes em uma região particular do fluido, até que a concentração alcance um valor médio. Neste último caso, as moléculas ou partículas que abandonam a região, não tem necessariamente que sair do reator.

A definição matemática geral do tempo médio de confinamento T_c resulta então:

$$T_c = \frac{\sum_0^{\infty} (\Delta N)_n \cdot n \cdot T_0}{\sum_0^{\infty} (\Delta N)_n}$$

donde:

$(\Delta N)_n$: quantidade de moléculas que saem da região no enésimo ciclo, contado desde o início da perturbação;

n : ciclo de circulação transcorridos desde a origem da anomalia (ciclo um);

T_0 : período de circulação.

Para sua utilização prática, T_c deve ser expresso em função dos parâmetros do processo. Neste caso tais parâmetros consistem na relação "r" de vazões antes mencionadas ($r = q/Q$) e no fator "f" de difusão axial por ciclo de circulação.

Os dados experimentais disponíveis permitiram calcular em forma aproximada, os seguintes tempos:

- a) tempo médio de residência dos componentes homogeneamente misturados;
- b) tempo médio de confinamento dos componentes concentrados em uma região dos fluidos;
- c) tempo médio total de residência dos componentes originariamente concentrados em uma região do fluido.

Previamente se deduziram expressões analíticas para as funções implícitas:

$$\frac{A_n}{A_0} = F_1(r, f, n)$$

$$\frac{A'_n}{A_0} = F_2(r, f, n)$$

donde:

A_0 : atividade do traçador incorporado ao reator pela injeção puntual e confinada desde seu ingresso em uma determinada região do fluido (mCi);

A_n : atividade traçador correspondente ao pico ou excesso de concentração localizado na região de confinamento, ao começar o enésimo ciclo de circulação (mCi);

A'_n : atividade do traçador distribuída homogeneamente no reator no final do enésimo ciclo (mCi);

n : número de ciclos de circulação cumpridos pelo fluido dentro do reator, desde o ingresso da solução radioativa (começo do ciclo um);

r : relação entre as vazões mássicas de alimentação "q" e da bomba de circulação "Q";

f : fração da atividade pico que por cada ciclo de circulação é dispersada homogeneamente em toda a massa de fluido.

Os gráficos das Figuras 6 e 7 traçados com um computador, mostram a concordância entre as curvas representativas de ditas funções (derivadas de acordo a um modelo matemático

simplificado) e os dados experimentais.

As figuras 8 e 9 representam para os casos investigados, as curvas teóricas do decréscimo de uma concentração total confinada e o paralelo aumento de concentração média do componente em toda a massa de fluido.

A figura 10 mostra a variação do tempo médio de residência em função de "r" para diferentes valores da relação V_0/Q .

Os valores dos tempos médios se indicam na Tabela 5.

Observa-se que o tempo médio de residência no reator é praticamente o mesmo, já que se trata de componentes misturados ou concentrados inicialmente em uma região do fluido.

Para o reator em polimerização o tempo médio de confinamento é quase 50% maior que com reator recirculando solvente, apesar de nesse último caso a vazão de extração ter sido bastante maior. Este fato parece confirmar que a presença de polietileno em suspensão, dificulta a difusão axial dos componentes incorporados na alimentação.

Por outro lado, o tempo médio de confinamento dos componentes para o reator operando em polimerização, resultou em quase uma hora, ou seja, aproximadamente à metade do tempo médio de permanência.

Isto significa que parte do fluido circulante pode estar constituída durante uma hora por componentes em qualidade e concentração bem distintas às especificadas.

Uma forma de atenuar ou quiçás eliminar os efeitos prejudiciais do confinamento de componentes, poderia ser a instalação de um "by-pass" entre duas secções: uma antes e outra imediatamente depois da bomba. Isto diminuiria a vazão de circulação no reator, mas em compensação favoreceria drasticamente a mistura total dos produtos incorporados com a alimentação.

4.2.3 - Volume efetivo do reator

A relação "r" de vazões mássicas obtida com auxílio do modelo simplificado no caso do reator em polimerização, indicaria que a bomba está recirculando uma vazão:

$$Q = 250 \cdot q$$

sendo "q" a vazão mássica de alimentação. Supondo-se esta última em 7000 kg/h, a vazão recirculada pela bomba resultaria em $14 \cdot 10^5$ kg/h. Se a densidade dos fluidos do reator é da ordem de 600 kg/m^3 , então a vazão volumétrica da bomba seria de $2920 \text{ m}^3/\text{h}$, valor muito inferior aos $5000 \text{ m}^3/\text{h}$ mencionados na Secção 4.1.0, 30% menor que a vazão de $4000 \text{ m}^3/\text{h}$ prevista nas especificações.

Estes resultados contraditórios fazem com que o valor preciso do volume efetivo do reator não possa ser indicado com exatidão. Para esclarecer este ponto de forma definitiva seria aconselhável fazer uma determinação do volume pelo método de diluição radioisotópica, similar

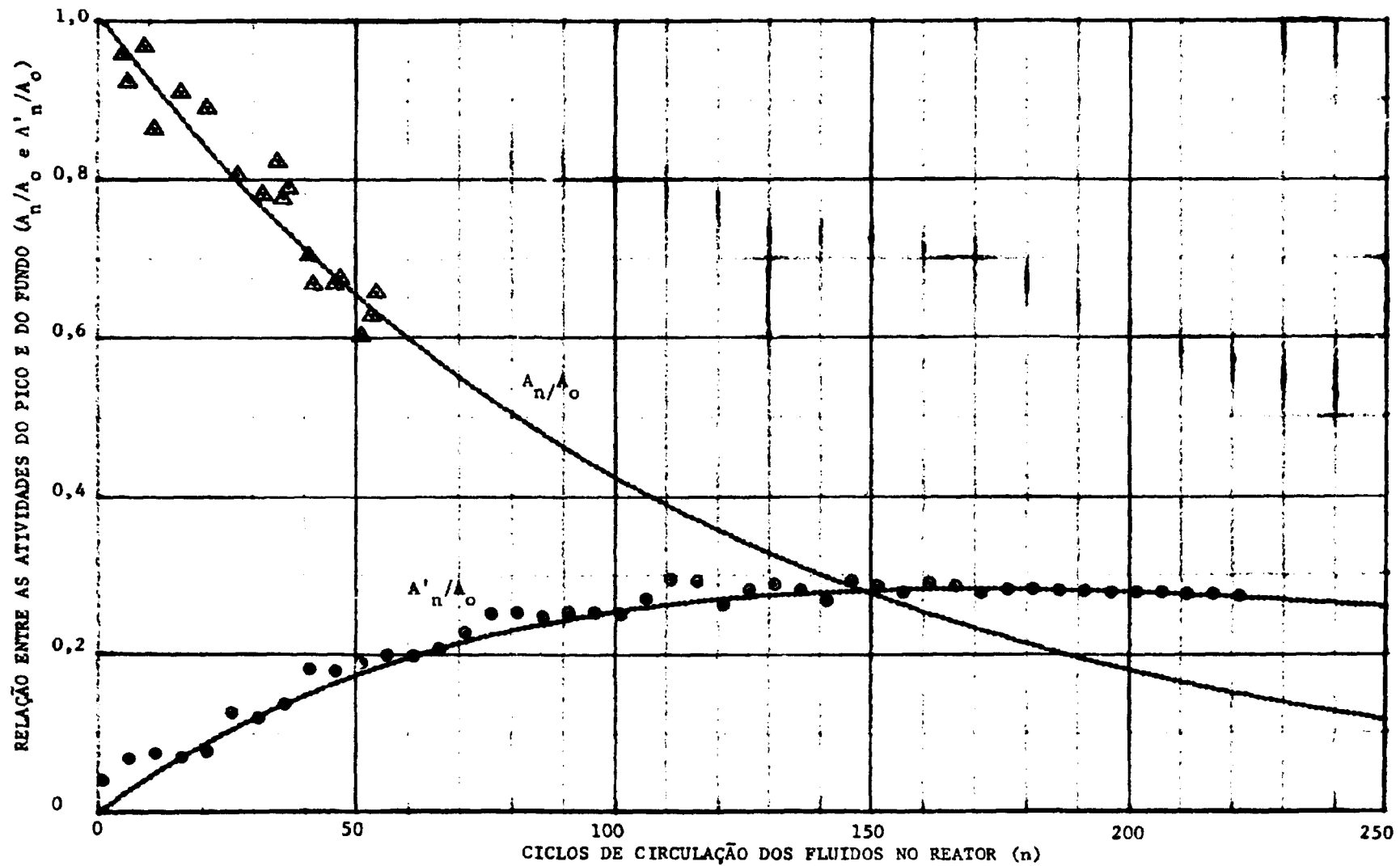


Fig. 6 - Concordância entre o modelo teórico e os dados experimentais, para as relações A_n/A_0 e A'_n/A_0 correspondentes ao reator em polimerização.

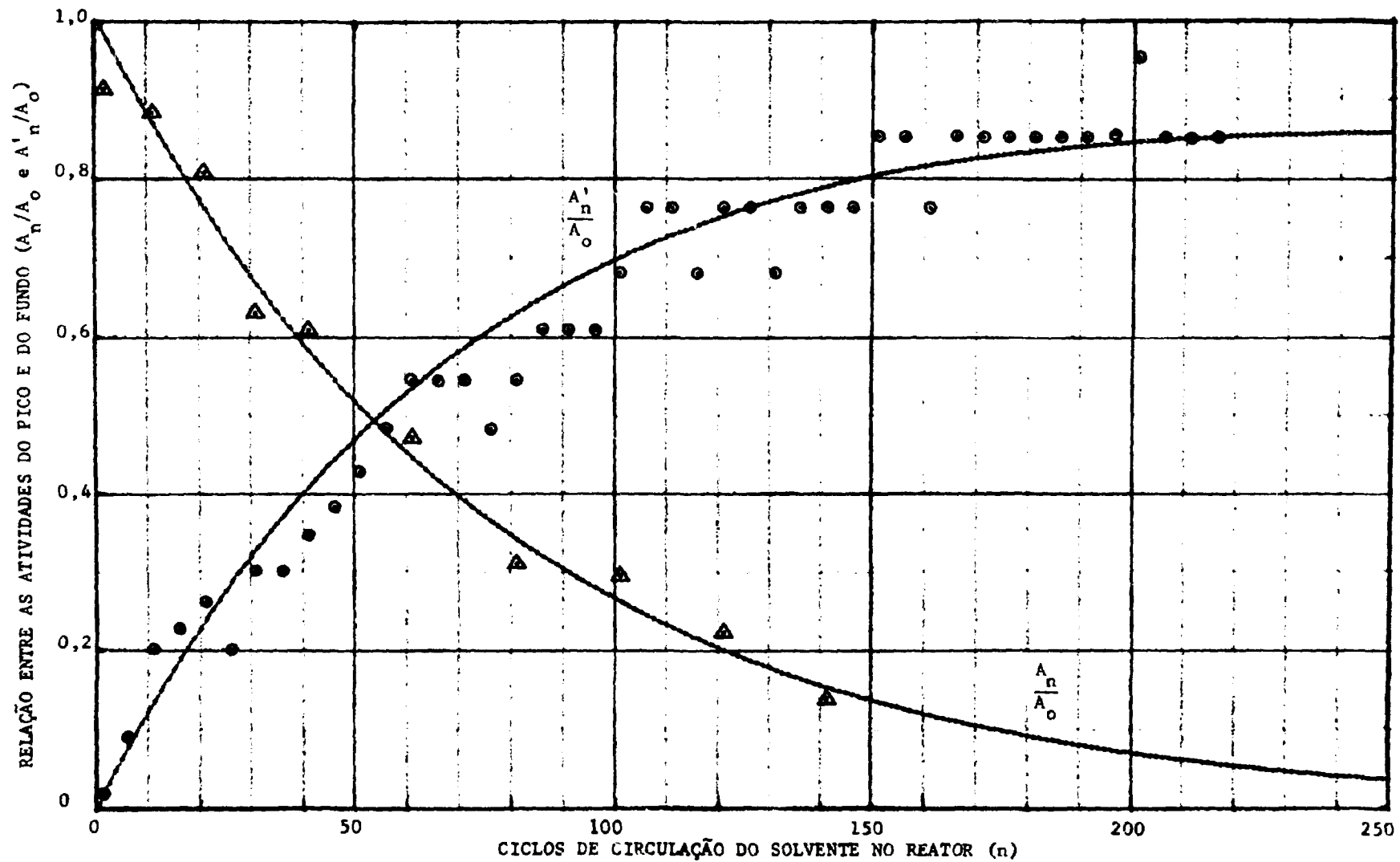


Fig. 7 - Concordância entre o modelo teórico e os dados experimentais, para as relações A_n/A_0 e A'_n/A_0 correspondentes ao reciclado de solvente no reator.

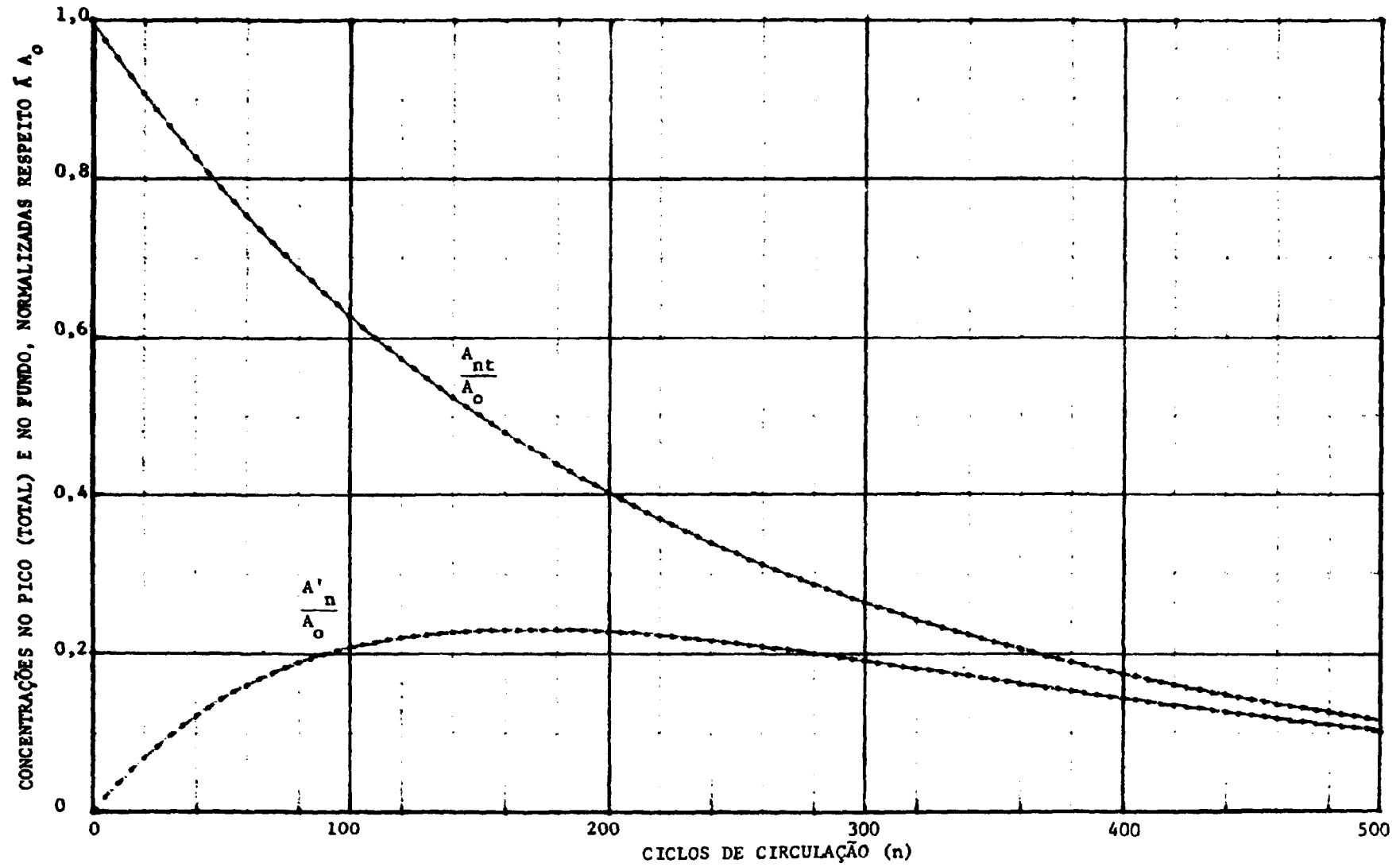


Fig. 8 - Curvas teóricas do decrescimento da concentração de um elemento em uma região de confinamento e da variação de sua concentração média no fluido, para o reator em polimerização.

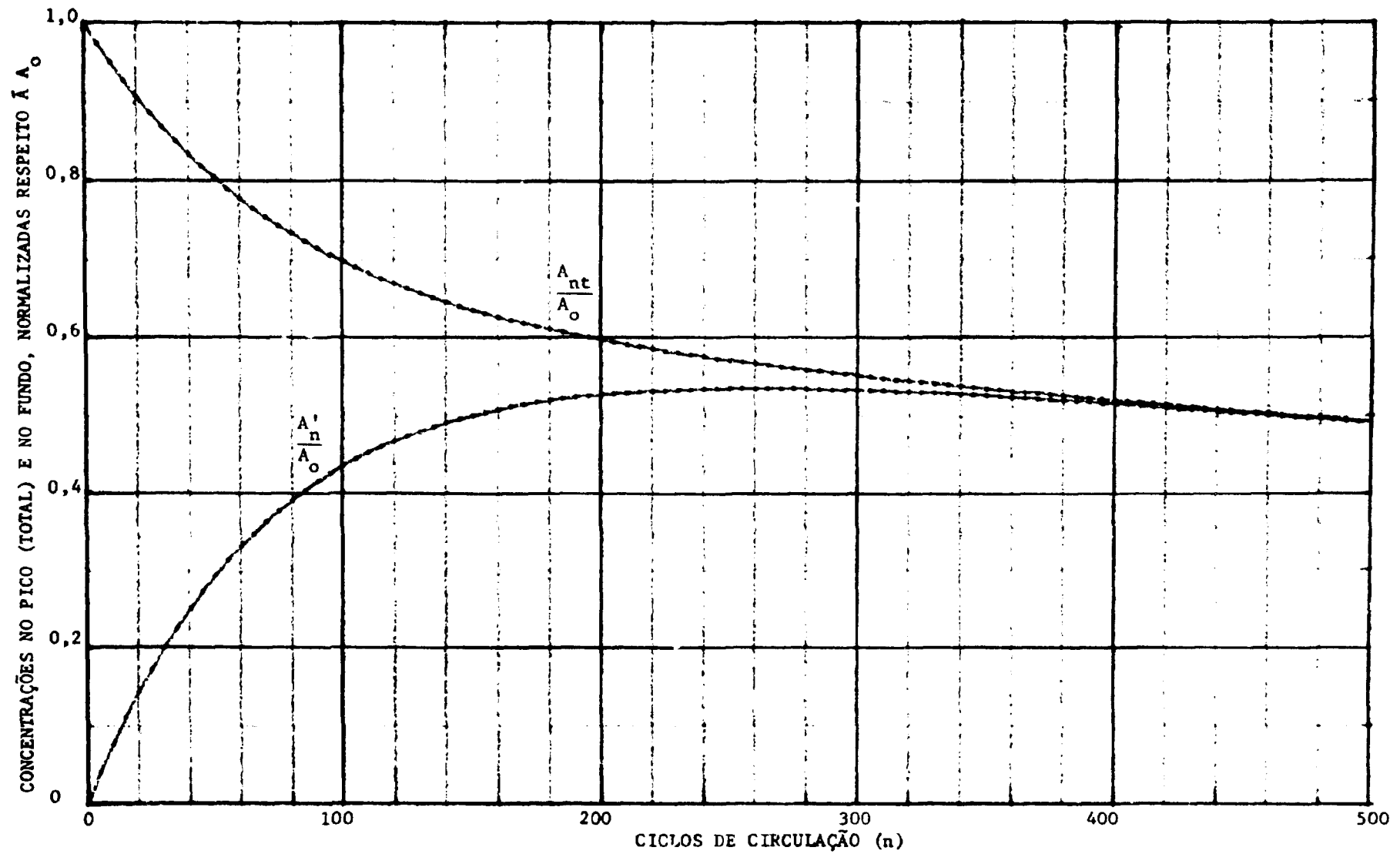


Fig. 9 - Curvas teóricas do decréscimo da concentração de um elemento em uma região de confinamento e da variação de sua concentração média no fluido, para o reciclado de solvente no reator.

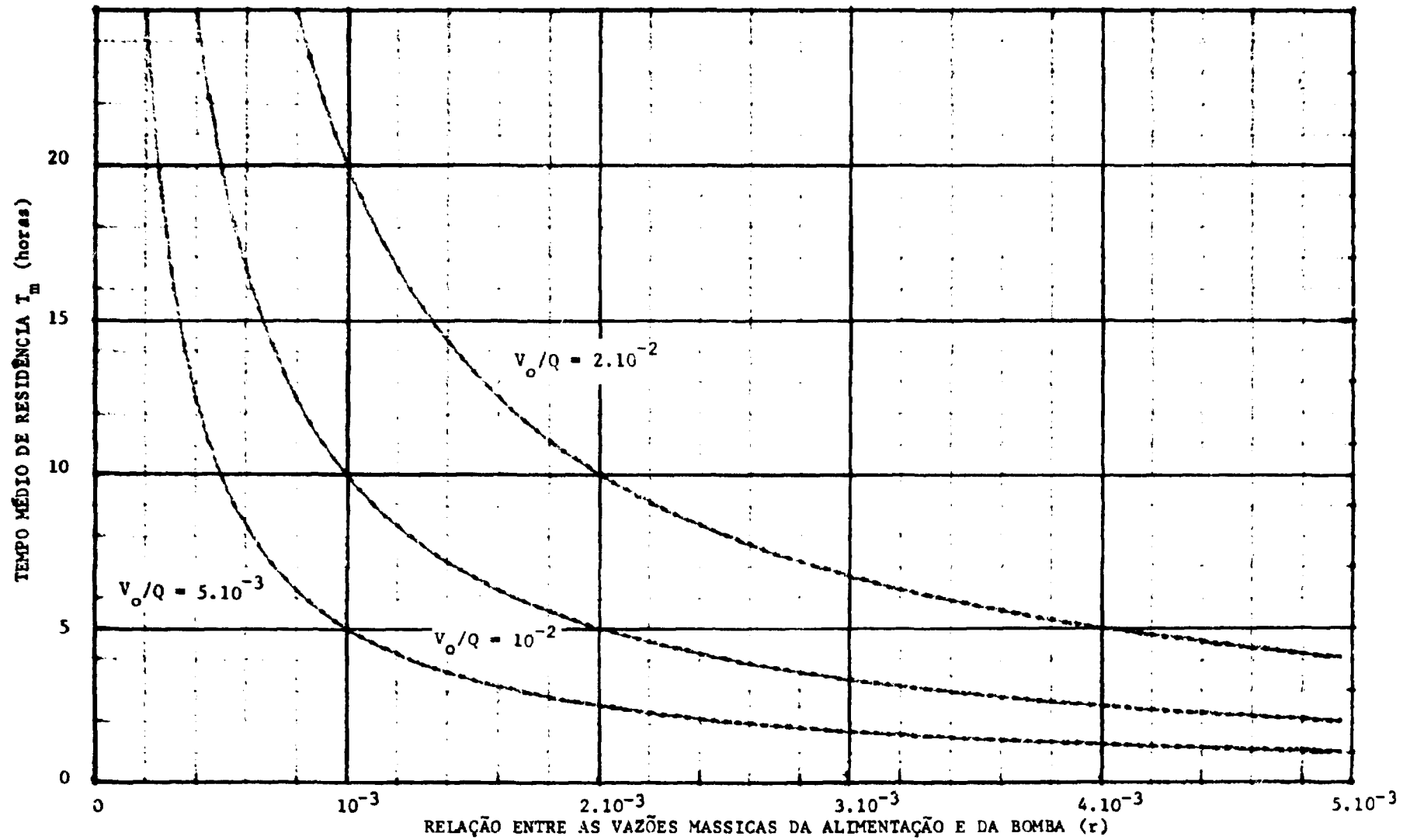


Fig. 10 - Variação do tempo médio de residência em função "r", para diferentes valores de V_0/Q

em essência ao que se utilizou para calcular a massa de mercúrio imobilizado nas células eletrolíticas da Eletro Cloro S.A.. As diferenças entre os valores do volume do reator, estimados segundo os distintos procedimentos descritos, poderiam ser explicados pelo acúmulo de gases não dissolvidos ou de partículas de polietileno em uma ou várias secções da tubulação.

5.0.0 - COMENTÁRIOS FINAIS

O presente estudo, originado na solução de um problema relativamente simples, pôs de manifesto características insuspeitadas no funcionamento do reator, permitindo ao mesmo tempo, formular as bases fenomenológicas de um modelo matemático e avaliar quantitativamente alguns parâmetros do processo. Demonstrou-se também que os traçadores radioativos constituem um método poderoso e efetivo para a análise de processos de engenharia.

É óbvio destacar a importância fundamental de aprofundar este estudo e generalizar as conclusões para qualquer regime de funcionamento do reator. Isto requereria, como foi dito antes, a execução de novos ensaios com traçadores radioativos.

O benefício imediato de tal complementação, representado por um conhecimento mais perfeito do processo, se traduziria em um produto de qualidade melhor e mais uniforme e em um funcionamento do reator livre de problemas.

AGRADECIMENTOS

Os autores desejam expressar o seu reconhecimento ao Dr. Alcides Branco da Silva, Chefe do Laboratório Central da Eletro Cloro S.A., por sua valiosa assistência na preparação do dibromobutano e no projeto e construção do injetor, assim como, por sua permanente e entusiasta participação no desenvolvimento dos ensaios. Este agradecimento se faz extensivo aos colaboradores imediatos do Dr. Alcides, os quais com seus esforços e dedicação possibilitaram a satisfatória culminação do presente estudo.

Résumé

Le rapport présent décrit les fondements, méthodologie et résultats d'une étude pour déterminer, au moyen de radiotraceurs, la vitesse moyenne de circulation des fluides dans un reacteur de polymérisation, qui travaille sous deux conditions différentes:

- a) régime normal en polymérisation.
- b) recirculation du solvant (hexane)

Dès que l'on traite d'un reacteur tubulaire en circuit fermé, avec une section transversale constante, on a utilisé une technique de traceurs radioactifs connue sous le nom de "méthode des deux pics"

Le traceur utilisé fut le dibromobutane ($\text{Br}_2 \text{C}_4 \text{H}_8$) marqué avec ^{82}Br , et dissous dans l'hexane

Ce composé radioactif a été préparé dans les laboratoires de "DAREI", partant du brome élémentaire activé dans le reacteur nucléaire IEA-R1

Dans chaque détermination, on a incorporé au reacteur de polymérisation, 50 ml environ de solvant marqué, équivalent à une activité totale de 25 mCi de ^{82}Br

L'injection a été effectuée par le conduit d'alimentation de l'hexane, en utilisant un courant d'azote à 40 atm pour vaincre la pression interne du reacteur, estimée à 30 atm.

Le passage du "nuage radioactif" par les sections de mesure a été détecté avec des sondes de scintillation associées à des intégrateurs et des enregistreurs graphiques portatifs.

Contrairement à ce qu'on espérait, la solution radioactive ne s'est pas dispersée rapidement dans le courant du fluide qui circulait dans le réacteur; elle est restée confiner dans la partie initiale de dilution pendant un certain temps.

Les enregistrements graphiques obtenus montrent, ainsi, la forme d'une oscillation périodique légèrement amortie.

Cette observation a permis le calcul de la vitesse moyenne de circulation en cycles par seconde, avec une erreur "standard" inférieure à 0,5% et, de plus, a établi les bases phénoménologiques d'un modèle mathématique, pour décrire le comportement du réacteur.

Les valeurs des vitesses moyennes de circulation pour les cas étudiés, sont les suivantes:

- a) réacteur en polymérisation: 0,03814 cycles/seconde
- b) réacteur avec solvant: 0,03795 cycles/seconde

Pour une longueur totale de l'axe du réacteur de 131,54 mètres, les valeurs antérieures sont respectivement de 5,02 et 4,99 mètres/seconde.

La différence entre les deux résultats est de 0,5% et est compris dans la limite de l'erreur expérimentale.

On peut conclure, ainsi, que la vitesse moyenne de circulation dans le réacteur est constant et égale à 0,038 cycles/seconde, ou 5m/seconde, indépendamment de la nature des fluides considérés (solvant ou solvant plus polymère en suspension).

Les mesures ont donné comme valeur de la période T_0 de circulation des fluides dans le réacteur: 26,32 secondes.

Le flux volumétrique de la pompe de circulation calculé avec les données expérimentales est de $5000 \text{ m}^3/\text{h}$.

On a déterminé, aussi, pour les conditions particulières recherchées, le temps moyen de résidence des composants distribués d'une manière homogène dans le fluide et le temps moyen de confinement des produits concentrés dans une région donnée de la masse circulante.

Pour la relation $q/Q =$ du réacteur en polymérisation le calcul des temps moyens de résidence et de confinement donne respectivement 6.627,7 et 3.068,6 secondes.

Ceci démontre que, dans les conditions présentes, le réacteur peut être extrêmement sensible aux variations localisées (ou transitoires) de la concentration et de la qualité des composants à l'entrée.

Le rapport suggère des moyens pour modifier la réponse du réacteur aux stimulations transitoires dans l'alimentation, afin d'atténuer ou d'éliminer les effets préjudiciables possibles dans le fonctionnement du réacteur ou dans la qualité du produit élaboré.

En conclusion de ce travail, nous remarquons l'importance de compléter le présent rapport à l'aide de nouveaux essais afin d'obtenir suffisamment de données pour la formulation d'un modèle mathématique généralisé du processus.

Abstract

The bases, methodology and results of a radiotracer study aimed to measure the mean circulation speed of the fluid in a polymerization reactor, are described. Results were obtained for the reactor working under two different conditions:

- a) Steady-state polymerization.
- b) circulation of solvent (hexane).

Because of the reactor being a tubular closed circuit with constant cross section, the radiotracer

technique known as the "two peaks" method was employed

Butane dibromine ($\text{Br}_2\text{C}_4\text{H}_8$) labeled with ^{82}Br and dissolved in hexane, was used as tracer. This radioactive compound was prepared at the DAREI's laboratories, starting from elemental bromine activated in the IEA-R1 nuclear reactor.

Approximately 50 cc of labeled solvent with a total ^{82}Br activity of 25 mCi incorporated at the polymerization reactor in each experience. The injection was made in the solvent feeding duct, by applying a 40 ata nitrogen draught, to overcome the internal pressure of the reactor, estimated in 30 ata.

The passage of the "radioactive cloud" by the measuring sections was detected with scintillation probes connected to rate-meters and portable recorders.

Contrarily to the expectances, the radioactive solution did not become rapidly dispersed in the current of fluid that was circulating into the reactor, but remained confined for a long time in the same region where it was initially diluted.

Consequently, the graph records obtained, had the shape of a slightly damped periodic oscillation.

This circumstance render possible to calculate the mean speed of circulation, in cycles per second, with a standard error less than 0,5% and to establish also, the fenomenological bases of a mathematical model for describing the reactor behavior.

The values of the mean speed of circulation for the two cases, were as follows:

- a) reactor under polymerization 0,03814 cycles/second
- b) reactor with solvent only 0.03795 cycles/second

Assuming a total lenght of 131,54 meters for the reactor axis, the above values are equivalent to 5.02 and 4.99 meter/second respectively.

The relative difference between both results amounts 0.5% and lies, then, within the limits of the experimental error. It can be concluded that de mean circulation speed inside the reactor is constant and equal to 0.038 cycles/second, i. e. 5 m/s, independently of the nature of the flowing fluids (solvent or solvent plus suspended polyethylene).

Thus, the period T_0 for the circulation of fluids inside the reactor, resulted 26.32 seconds.

The volumetric flow rate delivered by the circulation pump, as calculated from the experimental data, was $5,000 \text{ m}^3/\text{h}$.

The mean residence time of components homogeneously dispersed in the fluid, as well as the mean "confinement" time of products concentrated in a given region of the flowing mass, were also determined for the particular conditions prevailing during the experiences.

Supposing that under polymerization conditions the relation q/Q between the mass flow rates at the feeding and in the pump was 0.004, the mean residence and confinement times would be 6,627.7 and 3,068.6 second respectively.

This shows that in the present conditions, the reactor can be extremely sensitive to local or transient variations in both, the concentration and quality of the feed products

The report suggest ways to modify the response of the reactor for transient stimulus at the inlet, in order to attenuate or to eliminate possible undesirable effects on the reactor operation and/or on the quality of the finished products.

Finally, the importance of completing the present study with new tests to obtain enough data for the formulation of a generalized mathematical model of the process, is emphasized.

