

半均質高温ガス冷却炉 ヘリウム浄化系設計書

1964年1月

日本原子力研究所

Japan Atomic Energy Research Institute

半均質高温ガス冷却炉・ヘリウム浄化系設計書

要　　旨

この報告書は、半均質高温ガス冷却炉（熱出力 31 MW）のヘリウム浄化系の設計書であり、日本原子力研究所半均質炉開発室および物理化学研究室と、財団法人工業開発研究所との共同設計によるものである。物理化学研究室では、ヘリウム中のクリプトン、ゼノンの活性炭による吸着のデーターの測定、半均質炉開発室では、発生する核分裂生成物およびヘリウム浄化系へ流入する核分裂生成物の量、放射能、decay heat の計算、工業開発研究所では、装置の設計を主として担当した。

ヘリウム浄化系は、常温吸着装置、高温精製装置、低温精製装置および補助装置等よりなる。作業の結果、浄化系は既存の活性炭吸着法の技術によって、He 中の核分裂生成物およびその他の不純物を全部 decay させるか、吸着除去できることが確認された。この設計は、半均質高温ガス冷却炉の設計 (JAERI Memo 1198, 1199) にもほとんどそのまま採用されている。しかし、本設計はまだ基礎設計の段階であり、いくつかの問題を残しているので、実際に建設するためには、これらを解決する必要があるし、また経済性を向上させるためにさらに改良を加える必要がある。

1963 年 8 月

東海研究所 半均質炉開発室

杉 本 栄 三, 森 島 淳 好

化学部物理化学研究室

大 島 恵 一, 内 藤 奎 爾

西 田 啓 一*, 豊 田 省 五**, 堀 新**

* 外来研究員 大阪酸素工業株式会社

** 財団法人 工業開発研究所

Helium purification system of High Temperature Gas-cooled Reactor

Summary

This is a design report of the helium purification system for the High Temperature Gas-cooled Reactor (thermal output 31 MW); the system was jointly designed by the Semi-Homogeneous Reactor Development Office and the Physical Chemistry Laboratory of the JAERI, and the Industrial Research Institute, foundation.

The absorption of Kr and Xe contained in helium in active charcoal was measured in the Physical Chemistry Laboratory. In the Semi-Homogeneous Reactor Development Office, evaluations and measurements were made of the fission products release, the inflow of fission products and other impurities into the purification system and their activities and decay heat. The Industrial Research Institute designed the purification system.

The helium purification system consists of water cooled traps, oxidizers, cold traps and other auxiliary equipment. The design study showed that all fission products and other impurities could be removed either by decay of fission products or adsorption, employing the conventional technique of active charcoal adsorption. The system developed has been adopted in the design of the High Temperature Gas-cooled Reactor (JAERI Memo 1198, 1199), without much modification. The design reported is only preliminary and leaves many problems to be solved before the actual construction, and other modifications are also necessary to improve the economies.

Aug., 1963

EIZO SUGIMOTO, ATSUYOSHI MORISHIMA
Semi-Homogeneous Development Office

KEIICHI OSHIMA, KEIJI NAITO
Division of Chemistry
Tokai Research Establishment

KEIICHI NISHIDA*, SHOGO TOYOTA**, SHIN HORI**

* Affiliate Scientist, Osaka Oxygen Industry Co. Ltd.

** Industrial Research Institute, foundation

目 次

1 ヘリウム浄化系の概要	1
1.1 ヘリウム浄化系の作動原理	1
1.2 フローシートおよび図面の名称	1
1.3 主要装置の配列	5
1.4 補助装置の配列	5
1.5 全ヘリウム系統の内容積と圧力損失	
1.6 設計上の問題点	7
2 操業法	9
2.1 試運転	9
2.2 操業停止および再開	10
2.3 再生操作	10
2.4 非常操作	10
3 設備要目	11
3.1 主要設備	11
3.2 計装および試験機器	12
3.3 付帶設備	15
4 主要装置設計計算書	16
4.1 常温吸着装置	16
4.2 高温精製装置	21
4.3 低温精製装置	22
4.4 補助装置	31
5 設計関連基礎データ	34
5.1 不純物流入量	34
5.2 常温吸着塔	39
5.3 Decay heat	40
5.4 高温精製装置	43
5.5 低温精製装置	44
5.6 ヘリウムの物性値	46
6 建設費	47
6.1 主要設備	48
6.2 計装および試験機器	48
6.3 付帶設備	49
7 運転経費	50
7.1 ユーティリティーズ	50
7.2 年間操業経費	50

Contents

1	Outline of Helium	
	purification system	1
1.1	Principle of Helium	
	purification system	1
1.2	Flow sheet.....	1
1.3	Arrangement of main parts.....	5
1.4	Arrangement of auxiliary parts	5
1.5	Volume and pressure drop in	
	Helium system	7
1.6	Problems in design	7
2	Operation	9
2.1	Test run.....	9
2.2	Stop and restart	10
2.3	Operation of regeneration parts	10
2.4	Emergency operation	10
3	Equipments	11
3.1	Main equipments	11
3.2	Instrumentation	12
3.3	Auxiliary equipments.....	15
4	Design of main parts	16
4.1	Water-cooled trap	16
4.2	Oxidizer	21
4.3	Cold trap	22
4.4	Auxiliary parts.....	31
5	Basic data of design	34
5.1	Inflow of impurity	34
5.2	Water-cooled trap	39
5.3	Decay heat.....	40
5.4	Oxidizer	43
5.5	Cold trap	44
5.6	Property of Helium.....	46
6	Construction cost	47
6.1	Main equipments	48
6.2	Instrumentation	48
6.3	Auxiliary equipments	49
7	Operation cost	50
7.1	Utilities	50
7.2	Operation cost	50

1 He 清化系の概要

1.1 ヘリウム清化系の作動原理

原子炉から、一定流速で抜き出した核分裂生成物その他の不純物を含んだヘリウムを

- (1) 常温付近まで水冷し
- (2) 活性炭の吸着作用を利用して、ハロゲン (Br, I), アルカリ金属 (Rb, Cs), アルカリ土金属 (Sr, Ba) および Se, Te 等の不純物を吸着固定し
- (3) 同時に、クリプトン (Kr), ゼノン (Xe) について、動的吸着平衡を利用して、放射性核種の大部分が壊変するまで delay させ
- (4) 次に、高温の酸化銅に接触させて、水素、一酸化炭素を水と炭酸ガスに酸化し
- (5) 極低温まで冷却しながら、前記の水、炭酸ガ

スを凍結除去し

- (6) 極低温の活性炭充填層 (cold trap) で、Kr, Xe を全部吸着させ

(7) 清净化されたヘリウムの寒冷を回収して、ほぼ常温のヘリウムを炉に帰すのがヘリウム清化系の主要原理である。

さらに本清化系は、還元された銅を高温で酸化再生する機能、cold trap を加温、Kr, Xe を脱着し、安全な容器内に移動させ、活性炭を再生する機能を持ち、また各装置を所定の温度に保つための付帯設備、操業に必要な計装関係、保安上必要な設備を有することは勿論である。

1.2 フローシートおよび図面の名称

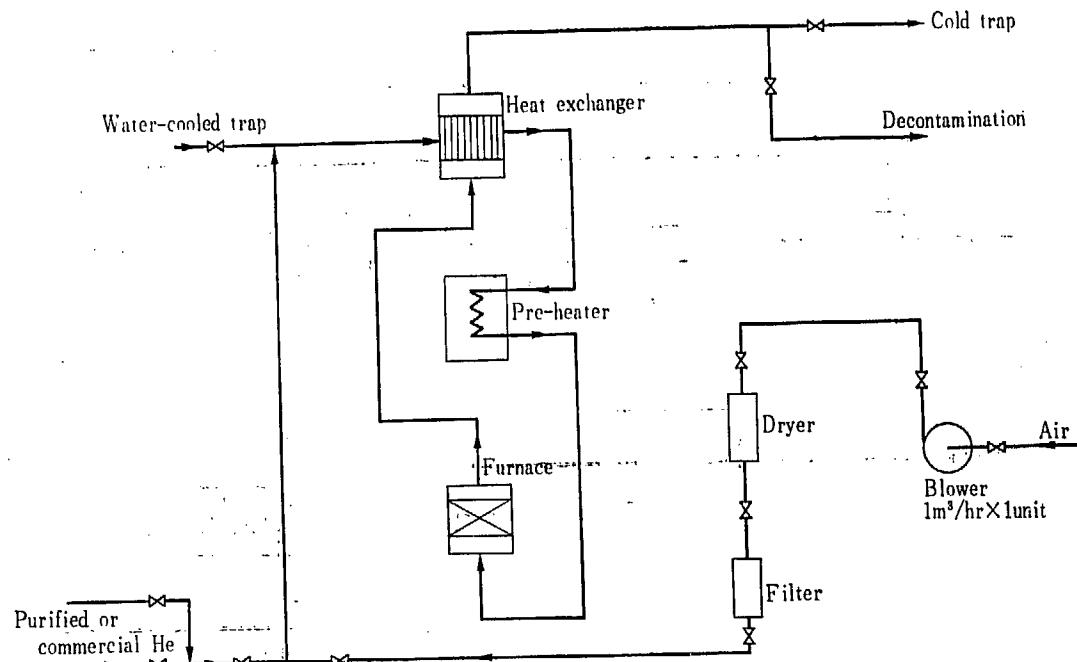


Fig. 2 Oxidizer regeneration part

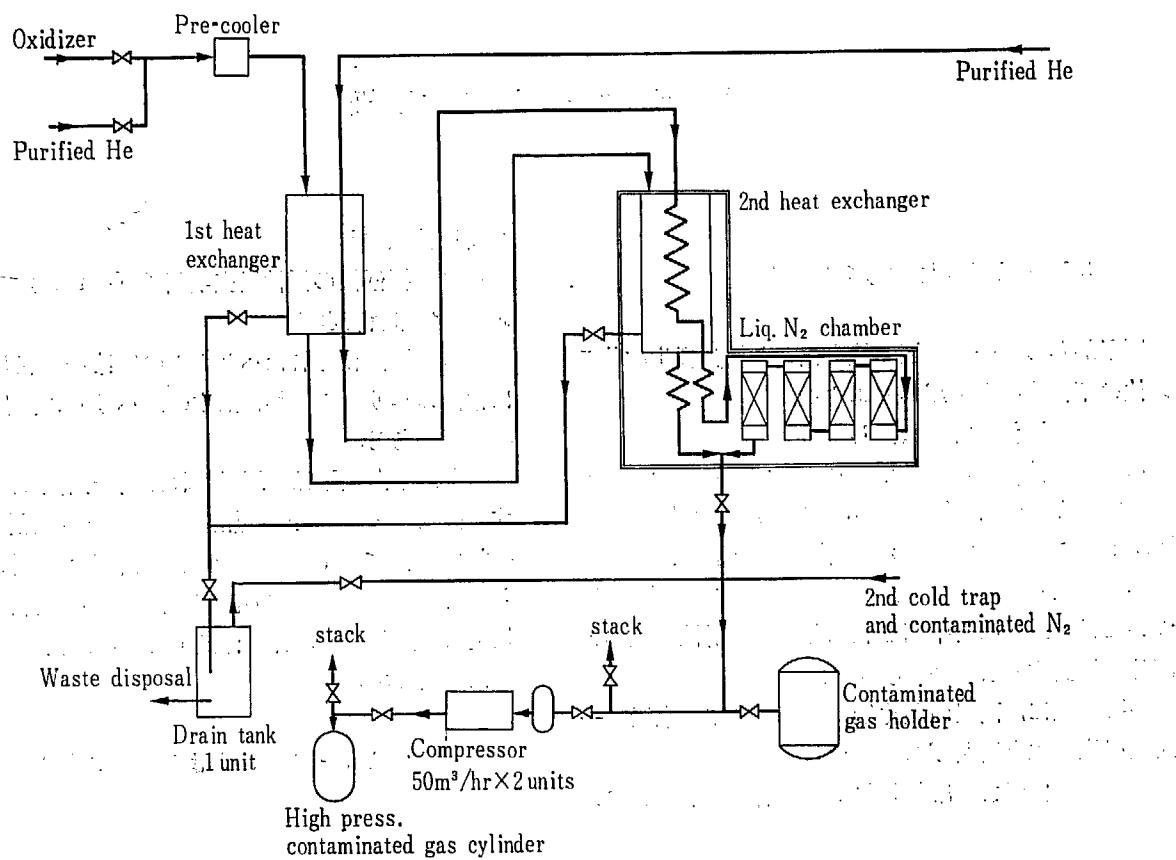
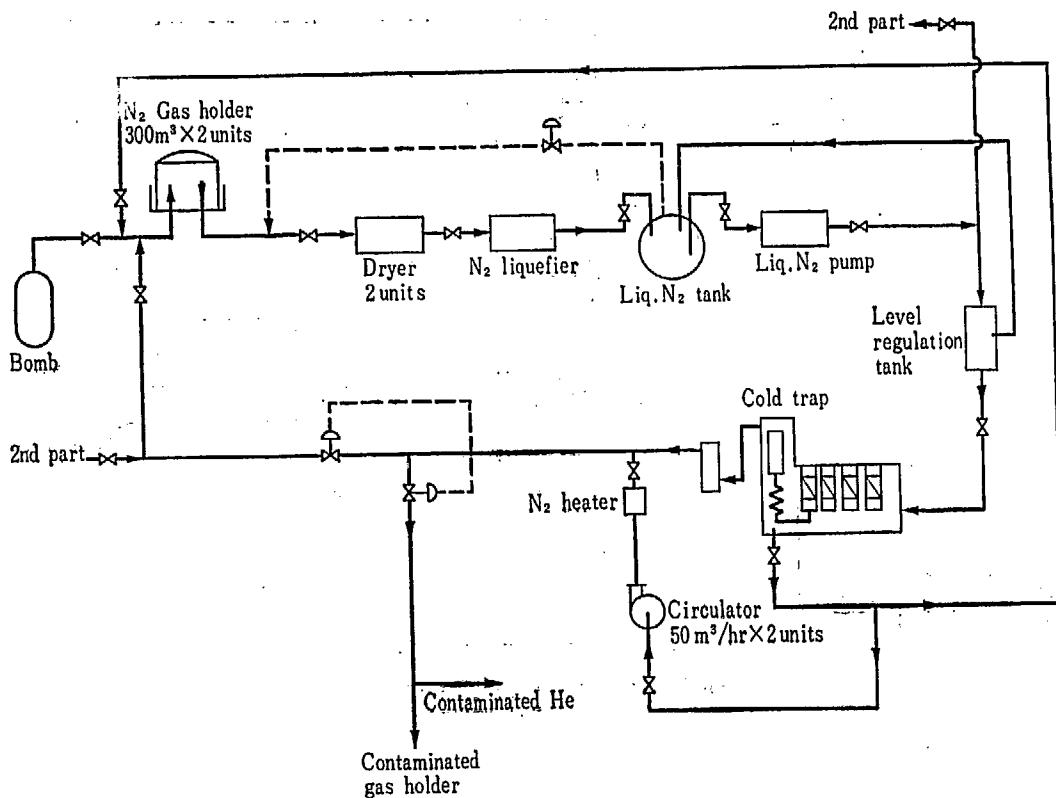
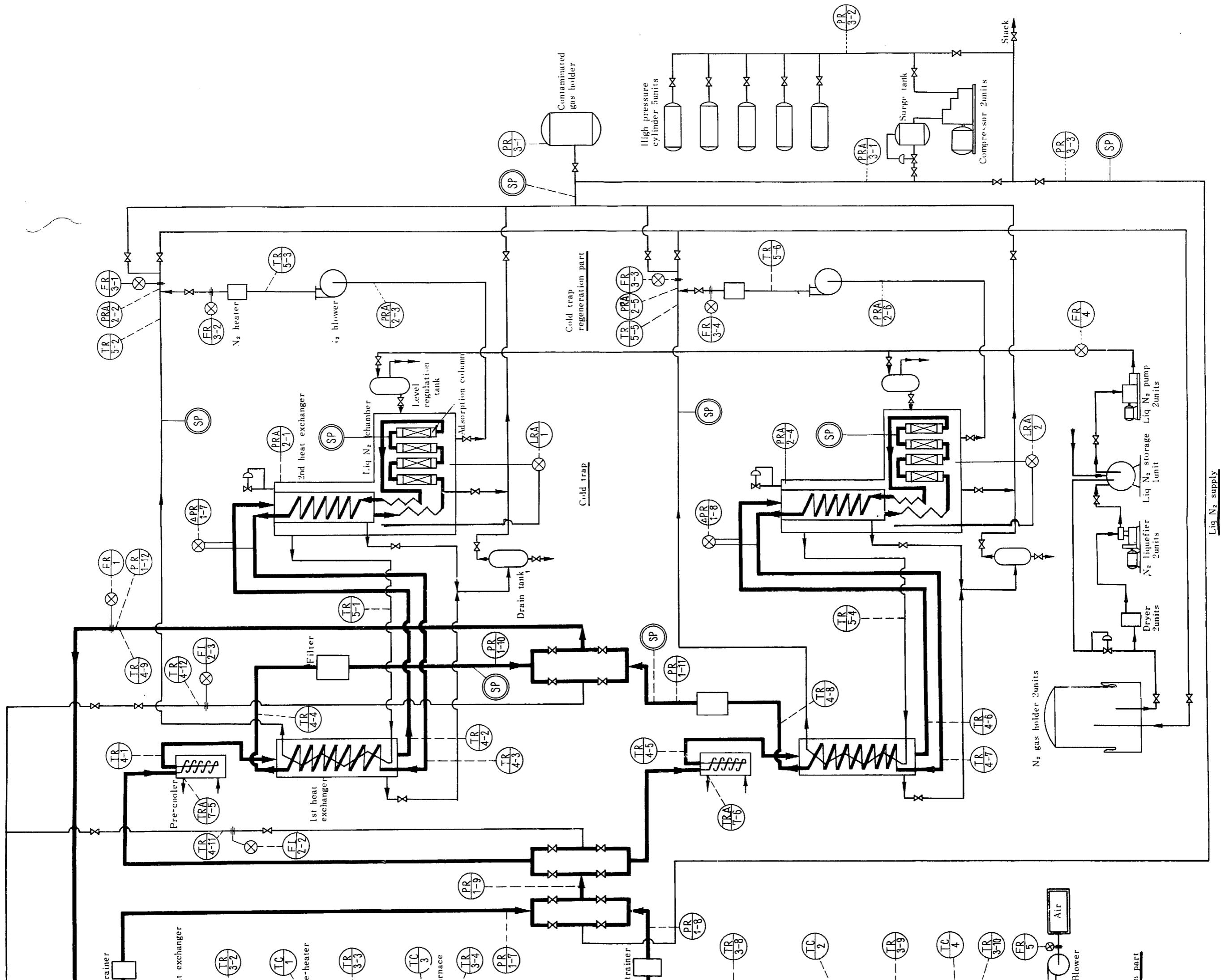
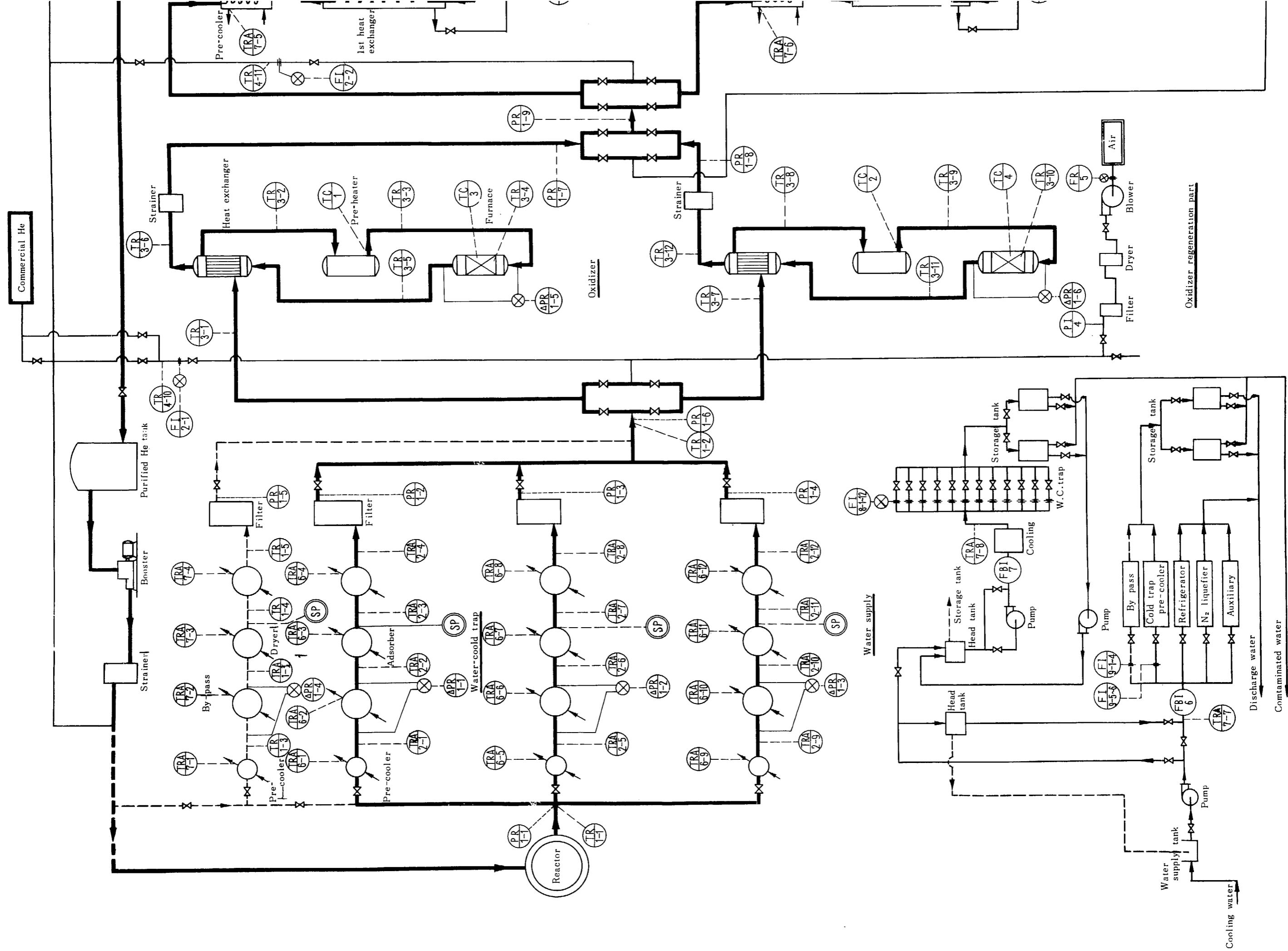


Fig. 3 Cold trap regeneration part under operation

Fig. 4 N₂ part





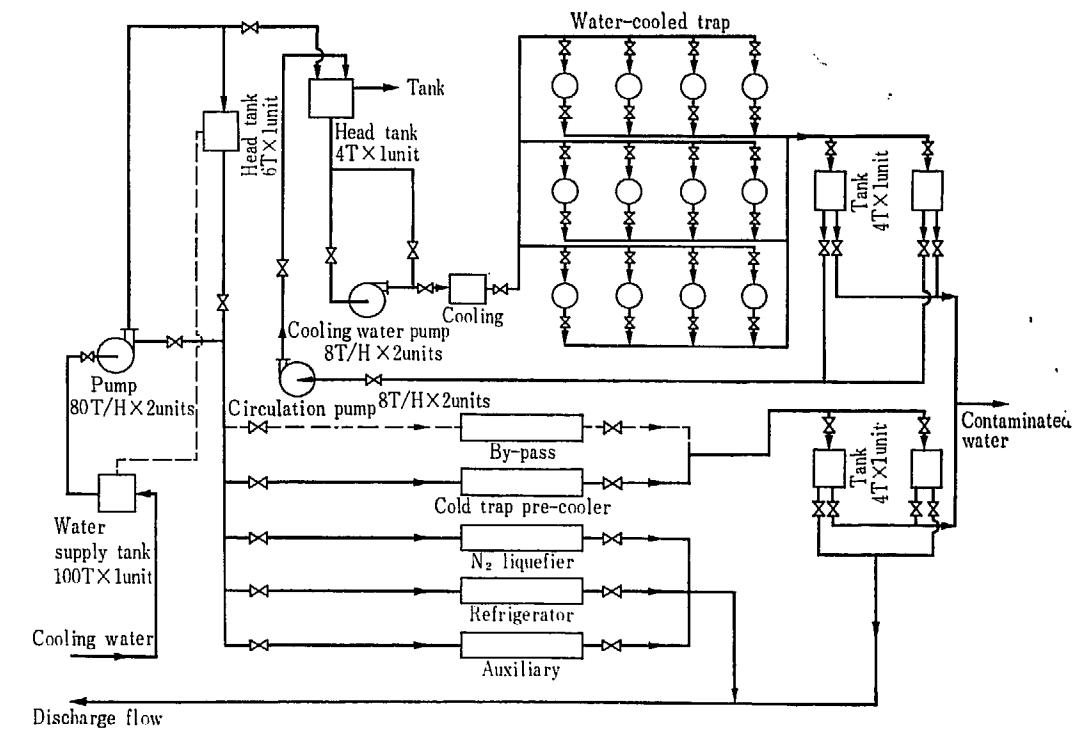
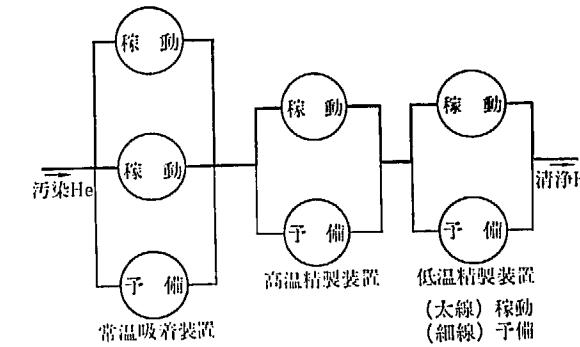


Fig. 5 Cooling water part

1.3 主要装置の配列

概念的に示すと下図の通り。



1 常温吸着装置

予冷器 1 基および吸着塔 3 基を 1 系列とする。

通常 2 系列並列操業、予備 1 系列

2 系列にて 20 年間連続運転

ただし、1 系列は不測の事故に対応させる。

2 高温精製装置

熱交換器、予熱器、反応炉各 1 基を 1 系列とする。

通常 1 系列操業、予備 1 系列

1 系列、連続稼動時間 4,000 時間

ただし、CuO 触媒の再生および予熱器の電気的事故等の場合を考慮し、1 系列を予備とする。

3 低温精製装置

第 1、第 2 热交換器、液室冷却部各 1 基を 1 系列とする。

通常 1 系列操業、予備 1 系列

1 系列、連続稼動時間 2,400 時間

ただし、再生時の切換および事故対策として 1 系列を予備とする。

1.4 準助装置の配列

1 常温吸着バイパス系

常温吸着装置のバイパス回路形成

予冷器 1 基、乾燥塔 3 基を 1 系列設置

浄化系試運転時のヘリウム乾燥、および 1 次冷却系の漏水事故時に臨時操業

2 高温精製装置再生系

空気プロワー 1 基、乾燥器 1 基を 1 系列とする。

1 系列設置し酸化銅再生時に使用

3 低温精製装置再生系

液室循環プロワー 1 基、窒素加温器 1 基を 1 系列とする。

低温精製装置 1 系列に対し 1 系列、都合 2 系列設置

吸着筒活性炭再生時使用

4 低温精製汚染ガス処理系

ドレンタンク	2 基	(3) 液化機
汚染ヘリウムホルダー	1 基	2基 設置
圧縮機	2 基 (並列配置)	通常 1基運転、適宜切換運転をおこなう。
高压汚染ガス容器	5 本	始動制定 1時間以内
ドレンタンクは各主装置ごと、他は兼用		(4) 液室貯槽
再生時汚染ガスとドレン処理、低温精製系緊急処理用		1基 貯槽能力 0.2 m^3
5 液体窒素製造系		(5) 液室ポンプ
(1) 窒素ガスホルダー		2基
2基 乾式 300 m^3		通常 1基運転、適宜切換運転をおこなう。 (この種の機械は一般に連続稼動時間約1ヶ月)
(2) 乾燥器	2基	6 冷凍機 (常温吸着装置冷却水用)
1基常用 適宜切換		1系列設置 ただし、冷媒用圧縮機のみ2基設置して適宜切換運

TABLE 1 Volume and pressure drop in He system

	Item	Volume (m^3)	Weight under pressure (kg)	Pressure drop (kg/m^2)
Water cooled trap	Pre-cooler 3 sets (1 set 1 unit)	$0.03 \times 3 = 0.09$	5.0 $\times 3 = 15.0$	9,500
	Adsorber 3 sets (1 set 3 units)	$0.31 \times 3 \times 3 = 2.79$		
	Sub-total	$0.96 \times 3 = 2.88$	15.0	Under operation 9,500
Oxidizer	Heat exchanger 2 sets (1 set 1 unit)	$0.6 \times 2 = 1.2$	Under operation 5.2	Under operation 10,800
	Pre-heater 2 sets (1 set 1 unit)	$0.3 \times 2 = 0.6$		
	Furnace 2 sets (1 set 1 unit)	$0.5 \times 2 = 1.0$	Spare	Under regeneration 1,300
	Sub-total	$1.4 \times 2 = 2.8$	12.5	Under operation 10,800
Cold trap	Pre-cooler 2 sets (1 set 1 unit)	$0.009 \times 2 = 0.02$	Under operation 9.2	
	1st heat exchanger 2 sets (1 set 1 unit)	$0.501 \times 2 = 1.00$		
	2nd heat exchanger 2 sets (1 set 1 unit)	$0.411 \times 2 = 0.82$		
	Adsorber 2 sets (1 set 4 units)	$0.026 \times 2 = 0.05$		
	Sub-total	$0.947 \times 2 = 1.89$	14.2	Under operation 400
By-pass	Pre-cooler 1 set (1 set 1 unit)	$0.06 \times 1 = 0.06$		
	Dryer 1 set (1 set 3 units)	$0.31 \times 3 = 0.93$		
	Sub-total	0.99	5.2	
Total		8.56	46.9	Under operation 20,700
Piping etc.		0.03	0.2	3,300
Total		8.60	47.1	24,000

転をおこなう。

(この種の冷凍機は、一般に連続稼動時間は約2ヶ月)

1.5 全ヘリウム系統の内容積と圧力損失

各装置の内容積、定格操業時の全系統内ヘリウム保有量、および圧力損失は TABLE 1 のとおりである。

1.6 設計上の問題点

1 主要装置の配列

このヘリウム浄化系は、常温精製、高温精製、低温精製の3単位操作を連結したフローシステムより成立している。各单位操作について、その定格容量をいくつかの装置に配分するか、予備をどの様におくかは各装置の信頼度、連続稼動時間、装置の容量と寸法等の関係で、なかなか面倒な問題である。本設計では、常温吸着装置は、装置の寸法上の問題より吸着塔6基、1系列3基直列、2系列常時稼動とし、定格容量の $\frac{1}{2}$ である1系列を予備として置くに留めた。

また同じ問題は、常温吸着バイパス系にもいい得ることで、全吸湿能力 60 kg は少いのかどうか、またはこの様な事故時に流入するヘリウム中の核分裂生成物の量がどの程度かは、予測の困難な問題である。

高温精製装置は、短時間ならば稼動しなくとも大した支障はないと考えられるため、2系列置いて交互切換で充分である。低温精製系は、操業停止後、吸着筒温度を液窒温度に約 100 日保つことが許されるならば、放射能のほとんど全部を占める ^{133}Xe は安全な程度まで崩壊し、再生時の汚染ガス処理は簡単になる。この場合、丁度稼動日数に相当する期間放置することになるので、3系列設置が最低必要で、補助装置もそれに見合ふ分設置することになる。今回は、直ちに再生操作をおこない ^{133}Xe ^{85}Kr 等はボンベ状の高圧容器に充填することにした。

2 安全率

装置容量上、大きく安全率をとり得るのは、常温吸着塔の活性炭充填量である。このことは、設計条件として delay 日数を多く見積っておくことを意味する。本装置では、前記の様に場所的な制約より、最少限度の日数として 10 日をカバーできる様に、12 日分の活性炭充填量とした。これ以下の delay 日数とすると、最終段の吸着筒中の Decay heat の変動が大きくなりすぎ、装置全体の熱収支と吸着筒の温度に影響して、

一旦吸着したガス（例えば ^{133}Xe , ^{85}Kr 等）が脱着するおそれもある。

3 常温精製装置

今回の設計では、活性炭の性質としては、国産活性炭について、物理化学研究室で測定した数値を使用した。その動的吸着平衡係数の数値は、現在市販中の活性炭のそれより大部割引されている。今後、一層精度の高い設計をするためには、活性炭を選択して、その動的吸着平衡係数と温度ならびに水分等の不純物の影響を測定する必要がある。また使用圧のヘリウムが流れるときの充填層の熱伝導率も、その活性炭について実測すべきである。

使用する冷却水温度については、これを 30°C とすると、活性炭所要量は約 2 倍となるため、今回の設計のように冷凍機を使用した方が建設費は安くなる。

4 高温精製装置

原理的に最も垢抜けしない酸化銅を使用した。もし 1 次系の漏洩水量が非常に安定しており、微量水素の含有量が連続的に測定できるならば、同じ酸化方式にしても連続的に当量の酸素を導入する方法が考えられる。

また反応炉が固定床式であるので、当然偏流の問題がある。本設計の安全率 3 倍はやや少いかも知れぬが酸素解離等の問題があり最少限度の使用量とした場合により、連続稼動時間の短縮が必要かも知れない。

5 低温精製装置

窒素循環系には種々の方式が考えられる。本設計では、蒸発した窒素に外部からの侵入熱除去を担当させ、常温に近い温度で常圧ホルダーに返した。この方法では窒素が常にはほぼ 1 気圧で沸騰するため cold trap の温度変動が少く安定した操業が望める。逆に蒸発した窒素を低温のまま液化機に返し、密閉系を構成すれば酸化機の吸引力を利用して温度をさらに下げることができるが、この場合、外界の温度変化、放射性不純物の流入量の変化等に敏感に対応することになり不安定な操業状態になる。

6 汚染ガス処理系統

汚染ガスを圧縮貯蔵することに多少の問題がある。本設計では建設費、据付場所等の関係で高圧容器の容量は、低温精製装置の再生操業時発生する全汚染ヘリウムの 2 倍量を圧縮貯蔵できる程度に留めてある。したがって低温精製装置にヘリウム系統と窒素系統とが連絡する様な事故（ヘリウム管の折損等）があった場合、液窒冷却部の液窒が蒸発してできる汚染窒素ガス約 240 Nm³ は大量汚染ガス処理系に送ることになる。

この様な事故時でも液窒自体はほとんど汚染しないから回収することを一応考えたが、事故自体、たびたび発生することではないから経済的には建設費が損である。

この様な汚染ガス処理をもう一步進めて、もし相当大量（例えば 400 k キューリー）の放射性核種を含んだガスを半地下式の常圧ホルダーに貯蔵、自然崩壊させるならば、本設計の汚染ガスホルダー、圧縮機、高圧汚染ガス容器は不要となるため、建設費は少くて済むと思われる。

7 材 質

放射能、耐久性の点よりほとんど SUS を使用した。この点明確な使用規格が造られ、普通鋼類が使用できれば便利である。

8 その他

ヘリウム受入設備は今回の設計から除外した。購入したヘリウム中の不純物については別途考慮する必要がある。また乾燥材としてモレキュラーシーブを使用したが、ヘリウム系統に入る乾燥器は据付完了後、加温減圧状態で吸着ガスを追出してから使用することが望ましい。

2 操業法

2.1 試運転

1 順序

試運転は下記の順序に実施するが、その前に各機器の据付試験、購入ヘリウムの受入装置、精製ヘリウムの蓄圧器、昇圧器、原子炉のバイパス配管、原子炉内の清掃乾燥等は完了しているものとする。

- (1) 清掃 (2) 気密試験
- (3) 常温循環 (4) 低温精製装置の制定
- (5) 高温精製装置の制定
- (6) 原子炉循環 (7) 全循環

2 清掃

常温精製、高温精製、低温精製（含汚染ガス処理）の各装置ごとに低圧のヘリウムをその順路方向に本管および分岐（圧力タップ、サンプリングタップ）より排出させ、内部のダスト、空気等を追出す。

ヘリウム使用量は内容積の5~6倍。

(1) 常温吸着装置およびバイパス系

- 送入 原子炉バイパス
- 排出 高温精製空気導入管他
- 使用量 $20 \text{ Nm}^3 + 7 \text{ Nm}^3$

(2) 高温精製装置

- 送入 再生用純ヘリウム導入管
- 排出 再生時のページ用ベントその他
- 使用量 15 Nm^3

(3) 低温精製装置

- 送入 再生用純ヘリウム導入管（予冷器前および本管帰り）
- 排出 再生時ページ出口（汚染ヘリウムホルダーおよびドレンタンク配管、その他）
- 使用量 13 Nm^3

(4) 汚染ガス処理系

- 送入 低温精製装置より
 - 排出 大量汚染ガス処理系配管（圧縮機前）、その他圧力タップ等
- （後に気密試験を実施する故厳密なページは不用）

(5) 全ヘリウム使用量 55 Nm^3

3 気密試験

気密試験は原則として各装置ごとに前記清掃時と同様の送入口よりヘリウムを圧入しておこなう。汚染ガスホルダー低温精製室素配管を含む。

漏洩検出は系統内の遮断弁を利用して、できる限り細分化しておこなう方がよい。

昇圧段階は次のとおりとする。

第1次	5 kg/cm^2	第2次	15 kg/cm^2
第3次	30 kg/cm^2		

試験終了後は残圧を維持することが必要である。

4 常温循環

気密試験完了後原子炉および常温吸着装置をバイパスし、高温精製、低温精製の系列を適宜切換ながら、精製ヘリウム昇圧機により加圧状態のフローテストを実施する。（流量および圧力分布測定）

5 低温精製装置制定

前記常温循環を止め、第1系列の液室冷却部に液室の送入を開始して温度を降下させる。このとき液室の急激な蒸発を考慮して送入量を徐々に増加する。蒸発量は窒素ガス流量計でチェックする。液室の液面がほぼ所定値に達し液室冷却部の温度および窒素ガス流量が一定値に近づいたら、ヘリウムの循環を再開し、その流量を順次増加させながら制定状態に達せしめる。

次にヘリウム循環を一時停止し、液室送入を止め上記同様の方法で第2系列の制定をおこない、そのまま次項の高温制定に入る。

6 高温精製装置制定

第1系列よりヘリウムの定格量循環状態で、予熱器および反応炉の電力供給を開始、温度を上昇制定状態に達せしめる。次に第2系列と切換え、同様の操作で制定状態に達せしめる。

7 原子炉循環

つぎに原子炉バイパスを閉鎖して、高温、低温両装置の稼動状態での循環をおこない、同時に原子炉内および一次冷却系内のヘリウムの精製をおこなう。したがって、このとき一次冷却系の循環も併行し、淨化系入口のヘリウム温度もできるだけ原子炉稼動状態に近づけることが必要である。

8 全循環

前項原子炉循環より、常温吸着バイパス系を閉鎖し

全系統の循環に入る。常温吸着装置の挿入を最後にしたのは、将来この装置に半永久的連続稼動をさせるため不純物特に水分等の流入ができるだけ少くしたいこと、装置自体は運転にほとんど問題ないこと等による。

以上の全循環で異常がなければ、次に適当な位置より、微量の ^{133}Xe , ^{85}Kr 等をパルス状に押込み、常温吸着装置および低温精製装置の吸着機能の試験を実施し、試運転終了となる。

2.2 操業停止および再開

1 停止

原子炉が停止したとき、その停止期間が短いと予想される場合は、浄化系の操業はそのまま定格操業を継続し、ヘリウムをできるだけ精製することになる。しかし炉が長期間停止する場合は、ヘリウム循環は直ちに止めて差支ない。ただし常温吸着装置と放射性不純物含有ヘリウムを流したあとの常温吸着バイパス系の冷却水送入および再生操作に入るまでの低温精製装置の液室送入は、当然止めることができない。

2 再開

操業の再開は試運転同様に低温精製装置制定、高温精製装置制定の順序で再開する。

2.3 再生操作

1 高温精製装置

(1) 清掃

この装置は吸着系と異なり放射性物質の処理は簡単である。すなわち温度は特に下げず、そのままでヘリウムを装置末端より大量汚染ガス処理系に放出し、装置内圧力が常圧に達した所で、ヘリウムを装置内容積の 5~6 倍(約 7Nm^3)を送り清掃をおこなう。ヘリウムを使用しないときは窒素等の不活性ガスを使用し、空気を急激に流さないこと。

(2) 酸化

つぎに再生系より空気を流し触媒の酸化再生をおこなう。酸化反応の終点は排気中の酸素を定量して定められる。

(3) 清掃加圧

再生完了後は再び純ヘリウムによる清掃作業を実施し、さらにヘリウムを充填加圧状態のまま次の運転を待機することになる。

2 低温精製装置

本装置は 2 系列設置とし、所定期間稼動後は直ちに

再生操作をおこない、待機状態に置かねばならない。再生操作は次の順序でおこなう。

(1) 高圧精製ヘリウムを稼動時と同様の温度、圧力条件で装置容積の 10 倍位流し(高圧ヘリウムの循環になる)、不純ヘリウムを置換精製する。

(2) 装置内のヘリウムを吸着筒と前置冷却器との中間より汚染ガス処理系に放出させる。

(3) 液室の流入を止め冷却部にある液室を自然蒸発により窒素ガスホルダーに返す。

(4) 低温精製再生系の窒素循環プロワー加温器をへて、精製装置内に加温窒素(80°C)を逆流循環させ装置の温度上昇をおこなう。このときヘリウム系、窒素系とも圧力は必ずしも常圧まで下げる必要はない。

(5) 第 1, 第 2 熱交換器のドレン配管を開きドレンをドレンタンクに移す。

(6) 精製ヘリウムを吸着筒に逆流させて脱着したクリプトン、ゼノンを汚染ガス処理系に移し、ほぼ同時に予冷器側より精製ヘリウムを流して清掃作業を終了する。

(7) 精製ヘリウムを操業圧まで加圧して待機状態に入る。

2.4 非常操作

浄化系のヘリウム系統中に温度、圧力損失等の異常が起った場合、その異常箇所の前後の弁を閉鎖して予備系列を稼動させる。また、一次冷却系に漏水事故があったときは常温精製装置の各系列両端を閉鎖し、バイパス系両端を開放して乾燥器を稼動させる。低温精製装置内でヘリウム系統と窒素系統の配管が折損事故等により連絡した場合は、予備系列に切換えるほか、次の様に処置する。

(1) 窒素ガス出口配管が汚染ガス処理系に連絡する弁を開き、装置外部からの侵入熱および吸着筒からの decay heat により、液室を自然蒸発させ装置内の窒素を汚染処理系に移す。

(2) 液室の蒸発が完了すれば吸着筒の温度が上昇し、クリプトン、ゼノン脱着が起るから、通常の再生時と同様の操作によりヘリウム汚染ホルダーをへて汚染ガス処理をおこなう。

(3) 少量の液室を通常の径路から送りし、内部で蒸発させ窒素系統に侵入した脱着ガスのページをおこなう。液室の蒸発は計算上約 10 時間を要し、吸着筒の decay heat による昇温も常温に達するまでに 1 時間に位かかると推定されるから処置する時間は充分ある。

3 設 備 要 目

3.1 主要設備

1 主要装置

(a) 常温吸着装置

主要機器 3 系列, 常時 2 系列稼動

機 器 名	基 数	要 目
予 冷 器	3 基	蛇管式, シェル側 水 シェル寸法 $450\phi \times 3,800$ 伝熱面積 2 m^2
吸 着 塔	9 基	活性炭充填式 1 槽当り 10 充填管束 槽寸法 $840\phi \times 4,600$ 活性炭量 106 kg
フィルター	3 基	多層金網式

(b) 高温精製装置

主要機器 2 系列, 常時 1 系列稼動

機 器 名	基 数	要 目
熱 交 換 器	2 基	多管式 シェル寸法 $450\phi \times 3,700$ 伝熱面積 10 m^2
予 熱 器	2 基	電熱式 電熱器容量 20 kW
反 応 爐	2 基	触媒充填式 充填管 $140/118\phi \times 3,000 \times 12$ 触媒充填量 600 kg 電熱器容量 5 kW
フィルター	2 基	焼結金属フィルター

(c) 低温精製装置

主要機器 2 系列, 常時 1 系列稼動

機 器 名	基 数	要 目
予 冷 器	2 基	水冷コイル式 管内不純ヘリウム シェル寸法 $550\phi \times 1,200$ 伝熱面積 1.5 m^2

第 1 热交換器	2 基	5 層コイル式, 管内室素, 精製ヘリウム, 管外不純ヘリウム シェル寸法 $510\phi \times 2,500$ ヘリウム側伝熱面積 14.1 m^2 室素側伝熱面積 2.7 m^2
第 2 热交換器	2 基	コイルおよびジャケット式 コイル内精製ヘリウム, コイル外不純ヘリウム ジャケット内室素ガス 内側シェル寸法 $450\phi \times 2,800$ 外側シェル寸法 $500\phi \times 2,800$ コイル伝熱面積 15.7 m^2 シェル伝熱面積 4.0 m^2
液窒冷却部	2 基	吸着筒前冷却器 液窒冷却コイル式 管内不純ヘリウム コイル $30/23.6\phi \times 7,000$ 伝熱面積 0.53 m^2
		吸着筒後冷却器 液窒冷却コイル式 管内精製ヘリウム コイル $30/23.6\phi \times 4,000$ 伝熱面積 0.35 m^2
		吸着筒 (4 本直列) 活性炭充填 充填層 $110\phi \times 730$ 活性炭充填量 $2.5 \times 4 = 10 \text{ kg}$ 伝熱面積 0.8 m^2
フィルター	2 基	焼結金属フィルター

2 補助装置

(a) 常温吸着バイパス系

主要機器 1 系列, 始動時および漏水事故時稼動

機 器 名	基 数	要 目
予 冷 器	1 基	蛇管式, 管内ヘリウム シェル寸法 $800\phi \times 3,800$ 伝熱面積 4 m^2
乾 燥 器	3 基	モレキュラーシーブ充填式 1 槽当り充填管束 10 組

		槽寸法 $840\phi \times 4,600$ モレキュラーシーブ充填量 140 kg
フィルター	1基	多層金網式

(b) 高温精製再生系

主要機器 1 系列、主要装置 2 系列に共用

機 器 名	基 数	要 目
空気ブロワー	1基	容量 $1 \text{Nm}^3/\text{hr}$ 圧力 水柱 3 m
乾燥器	1基	モレキュラーシーブ充填式 $200\phi \times 3,000$ 充填量 50 kg
フィルター	1基	多層金網式

(c) 低温精製再生系

主要機器 2 系列、主要装置 1 系列ごとに 1 系列

機 器 名	基 数	要 目
窒素循環ブロワー	2基	ループ式 容量 $150 \text{Nm}^3/\text{hr}$ 圧力 1.2kg/cm^2 電動機 20 HP
窒素加温器	2基	温水式 加温熱量 3,000 kcal/hr 電熱器容量 5 kW

3.2 計装および試験機器

1 ヘリウム系統

(d) 低温精製汚染ガス処理系

主要機器 1 系列、主要装置 2 系列に共用（ただしドレンタンクは各個に付属）

機 器 名	基 数	要 目
ドレンタンク	2基	容量 5 l 圧力 30kg/cm^2
汚染ヘリウムホルダー	1基	容量 5m^3 圧力 30kg/cm^2
圧縮機	2基	ヘリウム圧縮用、横型 吸引容量 $50 \text{Nm}^3/\text{hr}$ 吐出圧力 150kg/cm^2 電動機 35 kW
高圧汚染ガス容器	5本	ポンペ 実容積 60 l 圧力 150kg/cm^2

(e) 液体窒素製造系

機 器 名	基 数	要 目
窒素ガスホルダー	2基	乾式 容量 300m^3
乾燥器	2基	キレキュラーシーブ充填
液化器	2基	容量 $35 \text{l}/\text{hr}$ 電動機 60 kW
液窒貯槽	1基	球形 200 l
液窒ポンプ	2基	容量 $35 \text{l}/\text{hr}$ 電動機 1.5 kW

計 器 名 称	記 号	番 号	測定対象	測 定 管 所	要 目
温度記録警報計 (TR-1/TRA-1)	TR	1-1	ヘリウム	常温入主管	熱電式 6 点
		-2		常温出主管	
		1-3		バイパス系乾燥器出入	
		l	"		
		-5		No. 1 乾燥器出口	
温度記録警報計	TRA	1-1	"		熱電式 12 点 警報 12 点共通
		2-1	ヘリウム	各系列吸着塔出入	
温度記録計	TR	3-1	ヘリウム	高温熱交入	熱電式 12 点
		-2	"	予熱入	
		-3	"	予熱出	
		-4	反応炉内	触媒管外側	
		-5	ヘリウム	反応炉出	

		3-6 -7 l -12	ヘリウム	熱交出	
			"	同上第2系列	
温 度 記 録 計	TR	4-1 -2 -3 -4 -5 l -8 -9 -10 -11 -12	ヘリウム	低温予冷出 第1, 2 热交間 第2, 1 热交間 低温出口 同上第2系列 净化系出 高温再生入 低温再生順入 低温再生逆入	热電式 12 点
温 度 調 節 計	TC	1	ヘリウム	高温第1系予熱器	热電式予熱器入力調節
温 度 調 節 計	TC	2	ヘリウム	同上第2系列	同上
温 度 調 節 計	TC	3	反応炉内	触媒管外側	热電式反応炉入力調節
温 度 調 節 計	TC	4	反応炉内	同上第2系列	同上
压 力 記 録 計	PR	1-1 -2 l -5 -6 -7 -8 -9 -10 -11 -12	ヘリウム	常温入主管 常温各フィルター後 常温出主管 高温第1系出 高温第2系出 高温出主管 低温第1系出 低温第2系出 净化系出主管	乾式変換電送式 12 点
差 压 記 録 計	△PR	1-1 l -3 -4 -5 -6 -7 -8	ヘリウム	常温各系列 No. 1 吸着塔出入 常温バイパス No. 1 乾燥器出入 高温反応炉出入第1系 同上 第2系 低温第2热交出入第1系 同上 第2系	乾式変換電送式 8 点
流 量 記 録 計	FR	1	ヘリウム	净化系出口	乾式変換電送式
流 量 指 示 計	FI	2-1 -2 -3	ヘリウム	高温再生入 低温再生順入 低温再生逆入	乾式変換電送式 3 点切換

2 窒素系統

計器名称	記号	番号	測定対象	測定箇所	要目	
温度記録計	TR	5-1	窒 素	低温第2熱交出	熱電式6点	
		-2	"	第1熱交出		
		-3	"	加温器前		
		-4				
		("	同上第2系列		
		-6				
圧力記録警報計	PRA	2-1	窒 素	低温第2熱交	電送式6点 警報共通(上限)	
		-2	"	第1熱交出		
		-3	"	プロワー前		
		-4				
		("	同上第2系列		
		-6				
流量記録計	FR	3-1	窒 素	低温第1熱交出	電送式4点	
		-2	"	加温器出		
		-3				
		-4	"	同上第2系列		
流量記録計	FR	4	液 窒	ポンプ出	電送式	
液面記録警報計	LRA	1	液室液面	液室冷却部	差圧電送式	
液面記録警報計	LRA	2	同 上	同上第2系列	同 上	

3 汚染ガス系統

計器名称	記号	番号	測定対象	測定箇所	要目
圧力記録計 (PR-3/PRA-3)	PR	3-1	汚染ガス	ガスホルダー	電送式 1点警報付
		-2	"	高圧主管	
		-3	"	高温再生出	
	PRA	3-1	"	サージタンク前主管	

4 空気系統

計器名称	記号	番号	測定対象	測定箇所	要目
圧力指示計	PI	4	空 気	フィルター出	ブルドン管
流量記録計	FR	5	空 気	プロワー前	電送式

5 用水系統

計器名称	記号	番号	測定対象	測定箇所	要目
温度記録警報計	TRA	6-1	低温冷却水	常温吸着各槽出	熱電またはサーミスター 12点 警報共通
		(-12			
温度記録警報計	TRA	7-1	冷 却 水	常温バイパス各槽出	熱電またはサーミスター 8点 警報各点ごと上限
		(-4			

		7-5	冷却水	低温予冷器出	
		-6	"	同上第2系列	
		-7	"	用水入主管	
		-8	低温冷却水	低温冷却水主管	
流量積算指示計	FBI	6	冷却水	主管	回転翼車または歯車
流量積算指示計	FBI	7	低温冷却水	主管	回転翼車または歯車
流量指示計	FI	8-1 ~ -12	低温冷却水	常温吸着塔各槽入	電送式 12点切換
流量指示計	FI	9-1 ~ -4 -5 -6	冷却水	常温バイパス各槽入 "低温予冷器入	電送式 6点

6 試験機器

機器名	基数	要目
シンチレーションカウンター	1式	サンプルタップ 12ヶ所
ガスクロマトグラフ	1式	低温資料採取器を含む
ヘリウム検知器		

3.3 付帯設備

1 用水関係

(a) 一般用水系

機器名	基数	要目
新水タンク	1基	容量 100T 5mφ×7m 塩ビ ライニング
揚水ポンプ	2基	容量 80T/hr ヘッド水柱 50m 電動機 40HP
ヘッドタンク	1基	容量 6T, 2mφ×2.2m 有効高さ 10m 塩ビ ライニング
排水タンク	2基	容量 4T 1.5mφ×2.4m 塩ビ ライニング

(b) 冷凍装置系

機器名	基数	要目
アンモニア圧縮機	2基	堅型 冷凍能力 80,000 kcal/hr 電動機 60 kW
凝縮器	1基	堅型 多管式 シェル寸法 760φ×5,400
液安貯槽	1基	容量 2T
ブライン系	1式	

(c) 冷水供給系

機器名	基数	要目
ヘッドタンク	1基	容量 4T 1.5 mφ×2.4m 有効高さ 5m
冷水供給ポンプ	2基	容量 8T/hr ヘッド水柱 20m 電動機 4 HP
循環水ポンプ	2基	容量 8T/hr ヘッド水柱 10m 電動機 2 HP
排水タンク	2基	容量 4T 1.5 mφ×2.4m

4 主要装置設計計算書

4.1 常温吸着装置

1 形式

吸着塔 多管束式 管内活性炭充填
予冷器 蛇管式 管外水冷

2 設計条件

He 中に含まれる F.P. を活性炭充填層により吸着 delay させ、放射能の大部分を減衰させる。

(a) He ガス

流量 7 g/sec (25.2 kg/hr)

温度 400~350°C

圧力 30 kg/cm² ab

(b) 不純物流入量

Kr 0.0373 g/hr

Xe 0.2530 "

I 0.0202 "

CO 1.8813 " (0.0672 mol/hr)

H₂ 0.1354 " (0.0672 ")

CO₂ 0.277 " (0.0063 ")

(c) 冷却水温度

入口 5°C

出口 10°C

(d) 活性炭の性質

粒度 12~20 メッシュ

平均粒径 1.08 φ

充填密度 450 kg/m³

動的吸着平衡係数「5.2 常温吸着塔 2」参照

(e) delay 期間

Xe に対する delay 期間を 10 日とすると Kr に対して、約 21 時間の delay となる。

本装置で問題となるのは Xe 特に ¹³³Xe であるため delay 期間として 10 日を目標とする。

3 設計計算

(a) 活性炭充填管素子

活性炭層中を通過する He ガスの流速は一般充填層の場合に準ずるものとして、流動化開始速度 U_{mf} は約 20 cm/sec となり、また不均一流を生ずる下限流速も考慮して約 10 cm/sec とした。また、充填管の

管径は、半径方向の温度分布の計算と製作の実際面とを考慮して、内径 50 φ とした。

He ガスの偏流が起らぬ様できるだけ活性炭を均一に充填するため管は垂直に置き、充填する活性炭の粒径は管径の 1/20 以下として 1.40~0.83 φ (12~20 メッシュ) とする。

設備する場所の制限より装置の最大高さが 4.5 m 程度になるため、充填管の有効高さ 3 m とし、適宜連結して使用する。

すなわち充填管の諸元は次の様になる。

充填層直径 (管内径)	50 φ
充填層断面積	19.625 cm ²
充填高さ	3m
充填容積	5.89 l
活性炭充填量	2.649 kg
管肉厚	3 φ

(b) 並列本数

He ガスの質量速度と線速度により、前項の充填管を何本並列に使用するかを決定する。

温度 20~10°C

ガス流速 0.1 m/sec

$$V = 0.0224 \times \frac{7}{4.003} \times \frac{1}{29.03} \times \frac{288}{273}$$

$$= 0.00142 \text{ m}^3/\text{sec}$$

並列本数 N は

$$N = \frac{V}{\bar{u} \times A} = \frac{0.00142}{0.1 \times 0.0196} = 7.3$$

故に $N=8$ とする。

この時のガス流速 $\bar{u}=0.0913 \text{ m/sec}$

(c) 充填層の伝熱

充填層内で発生した熱が管外の冷却水に移動するときの総括伝熱係数を V とすると、充填層平均温度 10 ~30°C の範囲で $V=49 \text{ kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ (TABLE 2, 化工便覧 P. 173, JAERI Memo 1148 参照)。

(d) 充填層内の半径方向の温度分布

省略 (JAERI Memo 1148 参照)

(e) 充填層の平均温度および活性炭充填量

本装置は、充填層入口付近で多量の decay heat が生じ充填層の温度上昇が起る。層の温度が上昇すると

TABLE 2 Property and overall coefficient of heat transfer of He in water-cooled trap

Temp. °C	Viscosity $\times 10^{-2}$ kg/m·hr	Heat conductivity kcal/m·hr·°C	ΔH_f BTU/lb	$R_e = \frac{D_p G}{\mu}$	$P_r = \frac{D_p n}{\kappa_f}$	Overall coeff. of heat transfer kcal/m ² ·hr·°C
10	6.953	0.130	648.0	24.920	0.6643	48.71
20	7.111	0.132	670.0	24.366	0.6645	48.83
30	7.267	0.136	692.3	23.844	0.6646	48.94

Note : Mean specific heat (C_p) 1.242

同一量の活性炭について delay time すなわち発熱量は減少するからこの系はセルフバランスをする。しかし装置能力の点から層の温度をできる限り低く維持することが望ましく水冷方式を採用した。

常温吸着装置全体の充填層を delay time を基準とした 11 コの section に分割し (「5.3 Decay heat」参照), 各 section の decay heat と層内平均温度との関係, またその温度における活性炭の所要量はどれほどになるかを算出した。

① 充填層 1 m 当りの発熱量

「5.2 常温吸着塔」, 「5.3 Decay heat」を参考し充填層の平均温度が 5~30°C の各温度において, Xe の delay 1 日当りの活性炭所要量を 50 φ の充填層の延べ長さで, また前記各 section の decay heat がその長さに分布した時の充填層 1 m 当りの平均発熱量を TABLE 3 と Fig. 6 に示す。

次に冷却水の平均温度を 7.5°C とすると, 「4.1.3 (c)」で求めた総括伝熱係数 U (49kcal/m²·hr·°C) から充填層平均温度と単位長さ当りの熱移動量 Q との

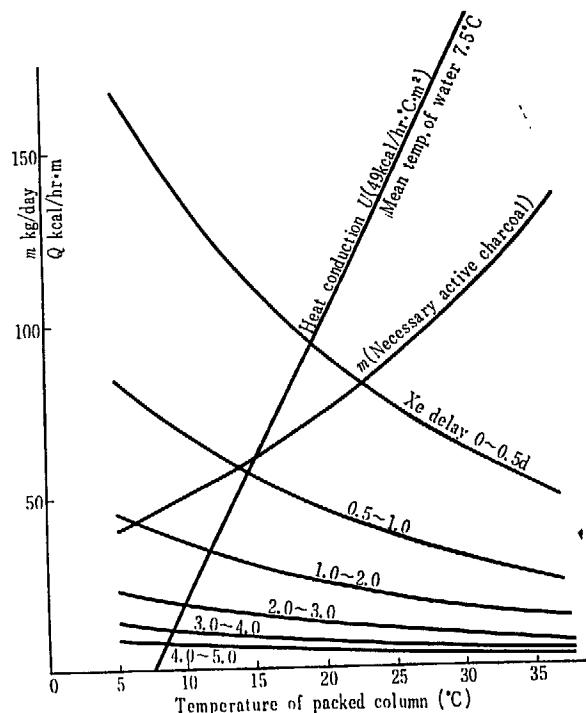


Fig. 6 Heat generation and heat conduction versus unit length of packed column

TABLE 3 Decay heat generating in unit length of packed column of each section (kcal/hr·m)

Temp. of packed column (°C)	5	10	15	20	25	30	35
Length versus a day delay (m)	45.98	56.59	69.17	83.97	101.33	121.54	144.99
1	167.45	136.06	111.31	91.69	75.98	63.35	53.10
2	84.42	68.60	56.12	46.23	38.31	31.94	26.77
3	45.55	37.01	30.28	24.94	20.67	17.23	14.44
4	23.49	19.09	15.62	12.86	10.66	8.89	7.45
5	13.74	11.17	9.13	7.52	6.24	5.20	4.36
6	8.55	6.95	5.68	4.68	3.88	3.24	2.71
7~11	3.02	2.45	2.01	1.65	1.37	1.14	0.96
12	0.74	0.60	0.49	0.40	0.33	0.28	0.23
13	0.31	0.25	0.21	0.17	0.14	0.12	0.10

$D=50\phi$; $\rho_s=0.883 \text{ kg/m}$ (Active charcoal packed in unit length of column)

関係は

$$Q = U \cdot 0.053\pi \cdot \Delta t$$

で表わされ、Fig. 6 の伝熱量線で示すことができる。

② 活性炭所要充填量

各 section ごとの平均温度は Fig. 6 の発熱量を示す曲線と、伝熱量線との交点に相当する温度になる。

温度がわかれば活性炭の所要充填量は、簡単に求められ、TABLE 4 に示した値となる（ただし TABLE 4 では第 5 section 以下の各 section も冷却水の最高温度を考慮して 10°C とした。）。

すなわち、設計条件の Xe の delay 10 日に相当する活性炭所要充填量は 522 kg である。

TABLE 4 Packed active charcoal

Section	Mean temp.	Delay of Xe	M (kg)
1	20 °C	0.5 day	37.098
2	15	0.5	30.556
3	12	1.0	54.220
4	10	1.0	50.003
5	10	1.0	50.003
6	"	"	"
7	"	"	"
8	"	"	"
9	"	"	"
10	"	"	"
11	"	"	"
Total		10.0	521.898

③ 充填管の総数

50φ × 3000 の充填管 1 本の活性炭充填量は 2.65 kg
 $522 \div 2.65 = 197$ 本

故に浄化系全体のバランスを崩さぬよう 2 割程度の安全率を見込んで、総数 240 本とする。

④ 吸着塔系列

前項の 240 本の管はガス線速度より (4.1.3 (b)) 8 本並列に配置される。さらに decay heat の発生が前段にかかること、製作据付上大きさが制限されること等を考慮して、240 本を 6 基の塔に分割し、各塔に 4 本の管を並列とした管束 10 組を直列として収容する。

したがって全系の構成は 3 塔直列の系が 2 系列並列となる。

(f) 充填層による圧力損失

活性炭充填層に He が流れる時の圧力損失は 105 kg/m² (JAERI Memo 1148, および化工便覧 p. 132 参照)

照)

吸着塔 3 基直列の場合、充填層の延長は

$$3m \times 10 \times 3 = 90m$$

充填層全体での圧損

$$105 \times 90 = 9,450 \text{ kg/m}^2$$

(g) 予冷器

炉から出た高温のヘリウムを充填層温度まで水冷する。

① He

$$\text{流量 } \frac{25.2}{2} \text{ kg/hr} = 12.6 \text{ kg/hr}$$

入口 400°C

出口 20°C (第 1 section の温度)

圧力 30 kg/cm²

② 冷却熱量

$$Q = 1.242(\text{比熱}) \times 380 \times 12.6 = 5,946.7 \text{ kcal/hr}$$

$$\approx 6,000 \text{ kcal/hr}$$

温度差

$$\begin{array}{rcl} 400^\circ\text{C} & \longrightarrow & 20^\circ\text{C} \\ 10 & \longleftarrow & 5 \\ 390 & & 15 \end{array}$$

$$\therefore \Delta t = 115.2^\circ\text{C}$$

③ 冷却水温度

入口 5°C

出口 10°C

④ U の値

$$h \quad 400^\circ\text{C} \quad 42.0 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$20^\circ\text{C} \quad 37.1 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

したがって $U = 30 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ とする。

⑤ 伝熱面積

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta t} = \frac{6,000}{30 \times 115.2} \approx 2 \text{ m}^2$$

管 1 m 当りの側面積 0.1665 m²

$$\therefore \text{全長 } 2 \div 0.1665 = 12 \text{ m}$$

設計値 3m × 4 本とする。

(h) 冷却水量

① 冷却水

冷却水は冷凍機で冷却した水を使用する。

入口温度 5°C

出口温度 10°C

平均温度 7.5°C

② 吸着塔における除去熱量

充填層内の発熱は $\beta + 1/10 \gamma$ 相当としたが、冷却水は $\beta + \gamma$ 相当の熱量を除去するものとして算出する。

③ 各段ごとの decay heat

常温吸着装置は 2 系列並列運転で各系列は吸着塔 3

基が直列となっている。1塔当りの活性炭充填量は106 kg のため、全系列では 212 kg 3段と考えることができる。

Xe の delay を基準として総 decay heat($\beta+\gamma$)と所要活性炭量との積算を図示すると Fig. 7 の様になる。

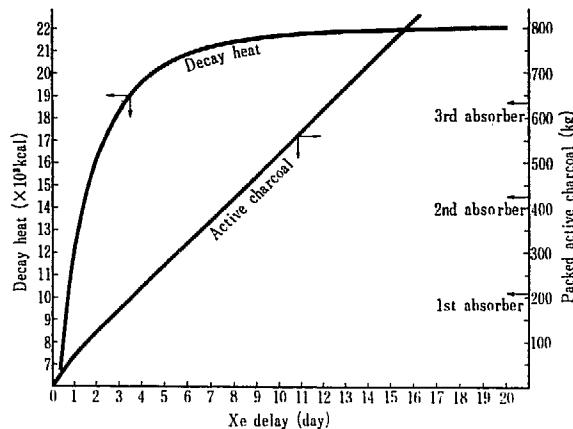


Fig. 7 Accumulated decay heat versus active charcoal

る。活性炭量 212 kg ごとに第1段目、第2段目、第3段目とすると、各段ごとの Xe の delay 日数と、総発熱量とは下表の様になる。

段	Xe delay (day)	$\beta+\gamma$ (kcal/hr)
1	3.80	19,320
2	4.24	2,100
3	4.24	430

④ 外部からの侵入熱

吸着塔の水温は 5~10°C であるから夏期等は外部の気温の方が高い。今 $L/\lambda=0.5$ 程度の保温をして気温 30°C, 水温 7.5°C の場合の熱侵入を算出する。

次の 2 式の釣合点として

$$N_u = 0.129 (G_r)^{\frac{1}{3}} (P_r)^{\frac{1}{3}} \quad (\text{表面の熱伝達})$$

$$Q = A \cdot \lambda \cdot L^{-1} \cdot \Delta t \quad (\text{保温層内の熱伝導})$$

計算すると

塔外壁温度 13.5°C

侵入熱 (1基当り) 160 kcal/hr

⑤ 吸着塔の冷却水量

上記③④より計算して次表を得る。

段	Decay heat (kcal/hr)	浸入熱 (kcal/hr)	合計熱量 (kcal/hr)	冷却水量 (kg/hr)	1基当り (kg/hr)
1	19,320	320	19,640	3,928	1,964
2	2,100	320	2,420	484	242
3	430	320	750	150	75
計	21,850	960	22,810	4,562	2,281

したがって設計値は

段	各段合計水量	1基当り水量
1	4,400 kg/hr	2,200 kg/hr
2	600 "	300 "
3	200 "	100 "
計	5,200 "	2,600 "

⑥ 予冷器の冷却水量

水温 入口 5°C

出口 10°C

	全系	1基当り
熱移動量	12,000 kcal/hr	6,000 kcal/hr
冷却水量	2,400 kg	1,200 kg

したがって設計値は

全系 2,800 kg/hr 1基当り 1,400 kg

4 設計値

(a) 吸着塔 (多管束管内活性炭充填式)

活性炭充填量

2 系列 636 kg (安全系数 1.2)

充填管総延長

3m × 4 本 × 10 組 × 3 塔 × 2 系列 = 720m

He 平均流速 $\bar{u} = 0.0913 \text{ m/sec}$

(b) 予冷器 (蛇管式)

冷却管 管 56/50φ

高さ 3m

4 本直列

外槽 内径 450φ

高さ 3,800

(c) 全系

配置 (予冷器 + 吸着塔 3 基) × 2 系列 (他に予備 1 系列)

圧力損失

充填層全域 9,450 kg/m²

冷却水量 (5 °C)

吸着塔 5,200 kg/hr

予冷器 2,800 "

合計 8,000 "

5 装置形状

(a) 吸着塔 (Fig. 8 参照)

充填管束

充填管 56/50φ × 4 本

Header 直径 170φ

総高さ 4,000

活性炭充填層 3,000

材質 SUS

外槽

内径 840φ

高さ 4,600

充填管束 10組

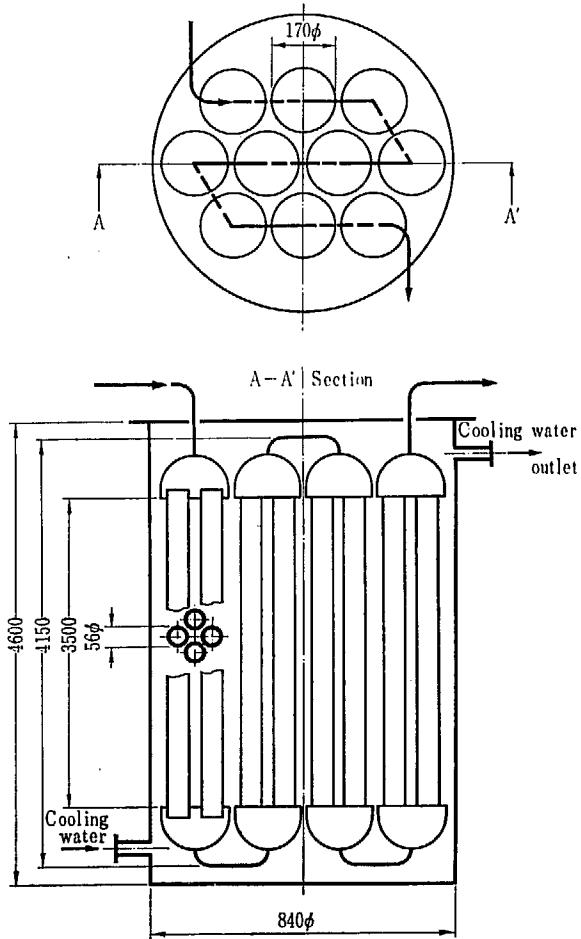


Fig. 8 Absorber

(b) 予冷器 (Fig. 9 参照)

冷却管

内径 50φ

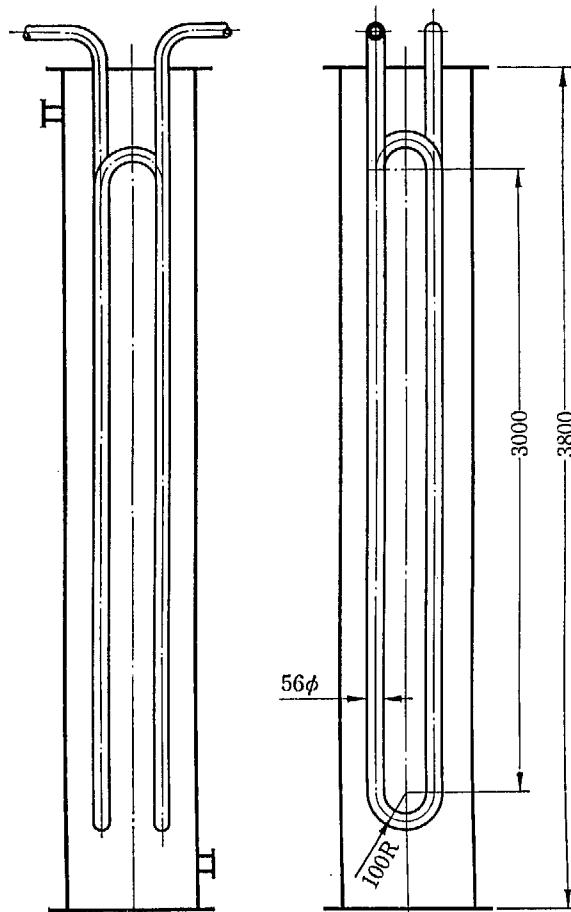
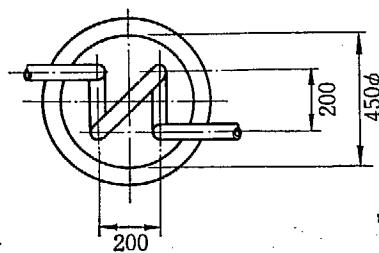


Fig. 9 Pre-cooler

外径 56φ
3 m × 4 本直列

外槽
内径 450φ
高さ 3,800

(c) 据付所要面積
6.2m(巾) × 5m(長) × 4.3m(高)
(予冷器 1基 + 吸着塔 3基) × 3系列

6 装置内容積

常温吸着装置内の He ガスが占める空間容積は、

吸着塔 0.31 m³

予冷器 0.03 m³

1系列 0.31 × 3 + 0.03 = 0.96 m³

全系 0.96 × 3 = 2.88 m³

4.2 高温精製装置

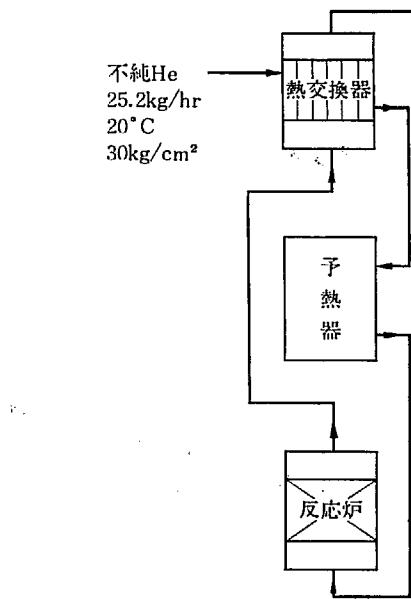
1 型式

高温酸化銅接触型

2 設計条件

He 中に含有されている CO および H₂ を CuO により、CO₂ および H₂O に酸化し低温精製装置において除去しやすい状態にする。

(a) 装置構成 下図のとおり。



(b) 反応温度および反応率

400°C として反応率は 100% とする。

(「5.4 高温精製装置」)

(c) ヘリウム中の不純物

反応炉入口	反応炉出口
CO 1.8813 g/hr (0.067163mol/hr)	0
H ₂ 0.1354 g/hr (0.067163mol/hr)	0
CO ₂ 0.277 g/hr (0.006294mol/hr)	3.2329 g/hr (0.073457mol/hr)
H ₂ O 0	1.21 g/hr (0.067163mol/hr)

(d) 酸化銅

組成	Cu	2.8wt%
	CuO	22.1 "
	Cu ₂ O	75.1 "
密度	6.18g/cc	
空隙率	75%	
充填密度	1.5	

(e) 連続稼動時間 4,000 hr

3 設計計算

(a) 热交換器(多管式)

① 平均温度差 Δt

低温側 20°C → 320°C

高温側 60 ← 400

温度差 40 80

$$\Delta t = 58^\circ\text{C}$$

② 交換熱量 Q

低温側基準 $Q = 9,400 \text{ kcal/hr}$

③ 総括伝熱係数 U

管内径 41.6φ とすると

$$U = 20 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

④ 伝熱面積

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta t} = 8.1 \text{ m}^2$$

$$\therefore A = 10 \text{ m}^2$$

とする。

48.6/41.6 φ の側面積 0.142 m²/m

1本 3m とすると所要本数 N は

$$N = \frac{10}{0.142 \times 3} = 24 \text{ 本}$$

⑤ シェル

$$450\phi \times 3.7\text{m}$$

(b) 予熱器

① 稼動時加熱所要量

320°C → 400°C

$$Q = 2,500 \text{ kcal/hr}$$

始動時は

20°C → 450°C

$$Q = 13,490 \text{ kcal/hr}$$

電熱器容量は始動時を基準、熱損を考慮して 20kW とする。

(c) 反応炉

① 触媒所要量 W

CO および H₂ の処理量 $0.067163 \times 2 \text{ mol/hr}$

CuO 量 $0.067163 \times 2 = 0.134326 \text{ mol/hr}$

$$W = 79.74 \times 10^{-3} \times 0.134326 \times 4,000 \times \frac{1}{0.221}$$

$$= 194 \text{ kg}$$

(ただし CuO 分子量 79.74)

② 触媒充填量

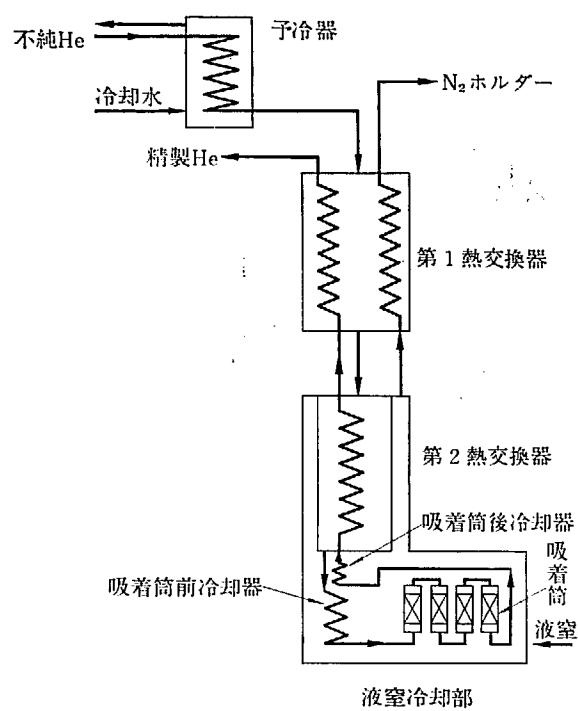
反応条件として 30 kg/cm², 400°C での SV を 30 hr⁻¹ とすると、そのときのヘリウムの流量は

$$25.2 \text{ kg/hr} = 0.4 \text{ m}^3/\text{hr}$$

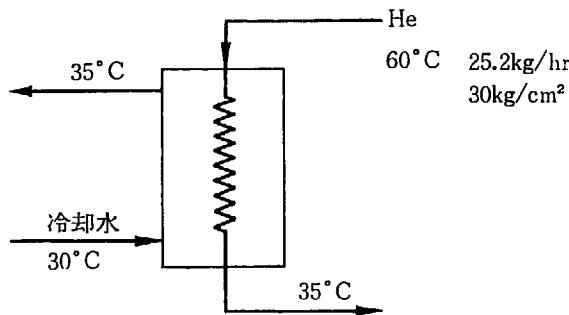
1.5 × 400 = 600 kg (充填密度 1.5)	CuO 充填量 600 kg (CuO 22.1%)
安全係数 600 ÷ 194 = 3.1	SV稼動時 30/hr (400°C, 30kg/cm² ab)
③ 充填管 最高温度 500°C 耐圧 40kg/cm² として 径 140/118φ の管を採用	再生時 5/hr (400°C, 1.05kg/cm² ab)
充填層有効長 3 m	圧力損失 稼動時 10,765 kg/m²
充填容積は 1 本当り	再生時 1,300 kg/m²
$\frac{\pi}{4} \times (0.118)^2 \times 3 = 0.0328 \text{ m}^3$	保温電力 5 kW
所要本数 N	5 装置内容積
$N = 0.400 \div 0.0328 = 12 \text{ 本}$	熱交換器 0.6 m³
延長 3 m として 36m	予熱器 0.3 m³
④ 稼動時発熱量 「5.4 高温精製装置」より	反応炉 0.5 m³
4.151 kcal/hr	1 系列計 1.4 m³
⑤ 保温電力 E 熱損失推定値 4,000 kcal/hr	2 系列合計 2.8 m³
$\therefore E = 5 \text{ kW}$	4.3 低温精製装置
⑥ 圧損失 10,765 kg/m²	1 型式 低温部 液窒冷却式 吸着部 充填層式
(d) 触媒再生時の諸元 4,000 hr 稼動後空気により酸化再生する。	2 設計条件 ヘリウム中に含まれる水分および炭酸ガスを凍結させ、Kr, Xe は低温下において活性炭により吸着させてヘリウムを精製する。冷源は液窒。
① Cu 量 $0.1343 \times 4,000 = 537.2 \text{ mol}$	(a) He ガス 流量 7 g/sec (25.2 kg/hr) 温度 60°C 圧力 30 kg/cm² ab
② 反応条件 400°C, 1 atm (1.0332 kg/cm²)	(b) 不純物流入量 常温吸着装置での delay を 10 日とする。 Kr 0.0227 g/hr Xe 0.1807 "
③ SV 5 hr⁻¹	CO₂ 3.23 " H₂O 1.21 "
④ 空 気 空気流速 2.0 m³/hr (400°C) O₂ 流量 7.634 mol/hr	(c) 活性炭の性質 粒度 12~20 メッシュ 平均粒径 1.08φ 充填密度 450~500 kg/m³ 吸着平衡係数「5 設計関連基礎データー」参照
⑤ 圧力損失 1,300 kg/m²	(d) Decay heat 600 kcal/hr (ただし、充填層内 350 kcal/hr)
⑥ 反 応 平均反応率 50% とすると CuO 生成量 7.634 mol 所要時間 75.1 hr ≈ 3 day	(e) 連続稼動時間 2,400 時間 なお、He, N₂ の物性値はすべて R. B. SCOTT; "Cryogenic Engineering" より引用した。
O₂ が 100% 反応するとしても発熱量 Q は $Q = 437.5 \text{ kcal/hr}$ (28.65 kcal/mol CuO)	
これは熱損失の 1/10 程度	
4 設計値	
(a) 热交換器 型式 多管式 管 48.6/41.6φ × 3,000 × 24 本 伝熱面積 10 m² シェル 450φ × 3,700	
(b) 予熱器 電熱器容量 20 kW	
(c) 反応炉 充填管 140/118φ × 3,000 × 12 本	

3 設計計算

(a) フロー・ダイアグラム



(b) 予冷器



① 必要水量 W

$$\begin{aligned} \text{He のエンタルピー} &= 420 \text{ kcal/kg} (60^\circ\text{C}) \\ &= 388 \text{ " } (35^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

$$\text{冷却熱量 } Q = 25.2 \times (420 - 388) = 806 \text{ kcal/hr}$$

$$\text{冷却水量 } W = 806 / 1 \times (35 - 30) = 161 \text{ kg/hr}$$

② 平均温度差 Δt

$$60^\circ\text{C} \rightarrow 35^\circ\text{C}$$

$$35 \leftarrow 30$$

$$25 \quad 5$$

$$\Delta t = 12^\circ\text{C}$$

③ 総括伝熱係数 U

総括伝熱係数として $U = 45 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ を採用する。(JAERI Memo 1148 参照)

④ 伝熱面積 A

$$A = Q / U \cdot \Delta t = 806 / 45 \times 12 = 1.5 \text{ m}^2$$

⑤ コイルの形状

$$\text{ガス流速 } \bar{u} = 3.64 \text{ m/sec } (48^\circ\text{C})$$

$$\text{パイプの } 1 \text{ m 当りの内側面積 } 0.0743 \text{ m}^2$$

$$\text{パイプの全長 } l = 1.5 / 0.074 = 20 \text{ m}$$

$$\text{コイル径 (中心線) } 0.40 \text{ m}\phi$$

$$1 \text{ 卷の長さ } 0.4 \times 3.14 = 1.26 \text{ m}$$

$$\text{コイル巻数 } 20 / 1.26 = 16 \text{ 卷}$$

$$\text{ピッチ } 0.045 \text{ m}$$

$$\text{コイル部の高さ } H = 16 \times 0.045 = 0.72 \text{ m}$$

$$\text{冷却水槽寸法 内径 } 0.55 \text{ m}\phi, \text{ 高さ } 1.2 \text{ m}$$

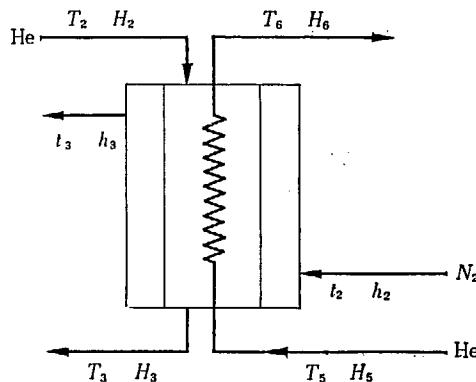
(c) 第2熱交換器

この熱交換器の形式を

ジャケット内 N_2

コイル外 不純 He

コイル内 精製 He の三重熱交換とする。



$$T_2 : -139^\circ\text{C} \quad H_2 : 171 \text{ kcal/kg}$$

$$T_3 : -189 \text{ " } \quad H_3 : 109 \text{ " }$$

$$T_5 : -195 \text{ " } \quad H_5 : 102 \text{ " }$$

$$T_6 : -145 \text{ " } \quad H_6 : 164 \text{ " }$$

$$t_2 : -196 \text{ " } \quad h_2 : 47.4 \text{ " }$$

$$t_3 : -145 \text{ " } \quad h_3 : 60.7 \text{ " }$$

$$\text{He の流量 } F = 25.2 \text{ kg/hr}$$

$$\text{N}_2 \text{ の流量 } f = 25 \text{ kg/hr}$$

① 不純 He - 精製 He 側

不純 He - N_2 間の熱移動を無視し, $\Delta t = 6^\circ\text{C}$ とする。

$$\text{精製 He } -195^\circ\text{C} \rightarrow -145^\circ\text{C}$$

$$\text{不純 He } -189 \leftarrow -139$$

$$\begin{array}{cc} 6 & 6 \end{array}$$

熱交換量

$$Q_{H-H} = F(H_6 - H_5) = F(H_2 - H_3) = 1,560 \text{ kcal/hr}$$

総括伝熱係数 U

$$U = 20 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C} \text{ (化工便覧 p. 230, 232, 238)}$$

JAERI Memo 1148 参照)

伝熱面積 A

$$A = \frac{Q_{EX}}{U \cdot \Delta t} = \frac{1,560}{20 \times 6} = 13 \text{ m}^2$$

コイルの形状

ガス流速 $\bar{u} = 1.17 \text{ m/sec}$ (-170°C)

パイプ 1mあたりの外側面積 0.0942 m^2

パイプの全長 $l = 13 / 0.0942 = 138 \text{ m}$

4層コイル 1巻の長さ 3.33 m

コイル巻数 $138 / 3.33 = 42 \rightarrow 50$ 巻とする。

ピッチ 0.045 m

全伝熱面積 15.7 m^2

コイル部の高さ $H = 50 \times 0.045 = 2.25 \text{ m}$

シェル

$0.45 / 0.43 \text{ m} \phi$

高さ 2.8 m とする。

② 不純 He - N₂ 側

形 状

2重管と考え内側 He、外側 N₂ とし前項より

内管 $0.45 / 0.43 \text{ m} \phi$ 高さ 2.8 m

外管 $0.52 / 0.50 \text{ m} \phi$

平均温度差 Δt

$-139^\circ\text{C} \rightarrow -189^\circ\text{C}$

$-145 \leftarrow -196$

 6 7

$\Delta t = 6.4^\circ\text{C}$

総括伝熱係数 U

$$U = 0.8 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

(JAERI Memo 1148 参照)

伝熱面積 A

$$A = 0.45 \times 3.14 \times 2.8 = 4.0 \text{ m}^2$$

伝熱量 Q_{HN}

$$Q_{HN} = U \cdot A \cdot \Delta t = 0.8 \times 4.0 \times 6.4 = 20.5 \text{ kcal/hr}$$

すなわち、不純 He から N₂ へ約 21 kcal/hr の伝熱量があるが、これは He-He 热交換量の 1.3% にすぎないので無視できる。

③ 热侵入 Q_{IN}

$$Q_{IN} = U \cdot A \cdot \Delta t$$

保冷材としてグラスウール ($\kappa_c = 0.05 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$)

C) を用い、その厚さを 0.3 m とする。

$$\Delta t = 200^\circ\text{C}$$

$$U = 0.15 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

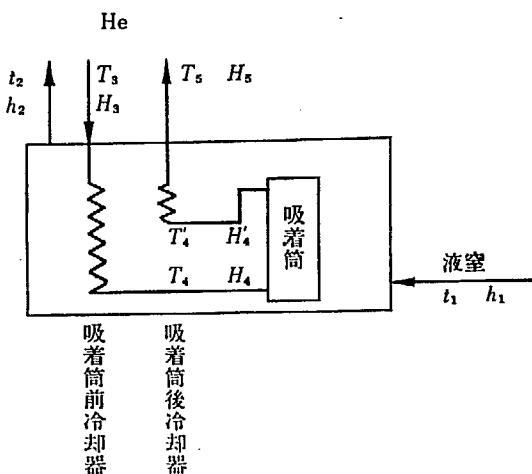
$$A = 10 \text{ m}^2$$

$$\therefore Q_{IN} = 0.15 \times 10 \times 200 = 300 \text{ kcal/hr}$$

N₂ の流量は 25 kg/hr 、第2熱交換器の入口、出口における N₂ のエンタルピー差は 333 kcal/hr であり、不純 He \rightarrow N₂ の 21 kcal/hr と外気よりの熱侵

入 300 kcal/hr との和 321 kcal/hr とほぼ釣合うことが予想される。

(d) 液室冷却部



$T_3 : -189^\circ\text{C} \quad H_3 : 109 \text{ kcal/kg}$

$T_4 : -195^\circ\text{C} \quad H_4 : 102 \text{ "}$

$T_5 : -195^\circ\text{C} \quad H_5 : 102 \text{ "}$

$t_1 : -196^\circ\text{C} \quad h_1 : 0 \text{ "}$

$t_2 : -196^\circ\text{C} \quad h_2 : 47.4 \text{ "}$

$T'_4 : -188^\circ\text{C} \quad H'_4 : 110 \text{ "}$

He の流量 $F = 25.2 \text{ kg/hr}$

液室の流量 $f = 25 \text{ kg/hr}$

Decay heat

充填層内 $q_1 = 350 \text{ kcal/hr}$

全 $q = 600 \text{ kcal/hr}$

① 吸着筒前冷却器

交換熱量 Q_{HN}

$$Q_{HN} = F(H_3 - H_4) = 176 \text{ kcal/hr}$$

平均温度差 Δt

$-189^\circ\text{C} \rightarrow -195^\circ\text{C}$

$-196 \leftarrow -196$

 7 1

$\Delta t = 3.1^\circ\text{C}$

総括伝熱係数 U

$U = 200 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ とする。

(JAERI Memo 1148 参照)

伝熱面積 A

$$A = \frac{Q_{HN}}{U \cdot \Delta t} = \frac{176}{200 \times 3.1} = 0.3 \text{ m}^2$$

ただし種々の条件により窒素の流量および decay heat が変りうるから安全率を見込んで 0.5 m^2 とする。

コイルの形状

ガス流速 $\bar{u} = 0.92 \text{ m/sec}$ (-192°C)

パイプ 1m 当りの内側面積 0.0743 m^2

パイプの全長 $l = 0.5 / 0.0743 = 6.7 \rightarrow 7.2 \text{ m}$

コイル径 $0.38\text{m}\phi$
 コイル1巻の長さ 1.2m
 コイル巻数 $7.2/1.2=6$ 卷
 伝熱面積 0.53m^2
 ピッチ 0.035m
 コイル部の高さ $H=6\times 0.035=0.21\text{m}$

(2) 吸着筒

活性炭充填量

Kr, Xe の入口含有量

	g/hr	g/day
Kr	0.0227	0.5448
Xe	0.1807	4.3368
計	0.2034	4.8816

吸着量を (0.5 g/g 活性炭) とすると、活性炭所要量は

$$4.8816\text{g} \times 100\text{日} \div 0.5 = 976\text{g}$$

固定床のため安全率を約 10 倍にとり充填量は約 10 kg とする。

活性炭の充填密度を $450\sim 500\text{kg/m}^3$ とすると、その充填層容積は

$$10/500 = 0.02\text{m}^3$$

となる。

形 状

使用パイプ $0.120/0.110\text{m}\phi$ 内断面積 0.0095m^2 空塔速度 $\bar{u}=4.16 \times 10^{-2}\text{m/sec}$ (-192°C)充填層容積 0.02m^3 充填層全長 $0.02/0.0095=2.1\text{m}$

個数 4 個

充填層の高さ $H=2.1/4=0.53\text{m}$ 故に充填層は高さ $0.53\text{m} \times 4$ 本直列とする。総括伝熱係数 U

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_m} + \frac{1}{h_w} + \frac{1}{h_{N_2}} + \frac{L}{\lambda}$$

$$h_m = 1.85 \frac{\kappa_f}{D_p} = 86 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_w = 4.3 \frac{\kappa_f}{D_p} = 199 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

$h_{N_2} \approx 500 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ とする。

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{86} + \frac{1}{199} + \frac{1}{500} = \frac{1}{54}$$

$$\therefore U = 54 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

交換可能熱量 Q_{HN}

$$Q_{HN} = U \cdot A \cdot \Delta t$$

平均温度差 Δt

$$-195^\circ\text{C} \longrightarrow -188^\circ\text{C}$$

$$-196 \longleftarrow -196$$

$$1 \quad 8$$

$$\Delta t = 3.5^\circ\text{C}$$

表面積 $A \quad A = 0.8 \text{ m}^2$

$$\therefore Q_{HN} = 54 \times 0.8 \times 3.5 = 151 \text{ kcal/hr}$$

「5.5 低温精製装置 5」から充填層内の decay heat として $q_1 = 350 \text{ kcal/hr}$ としているので、差引約 200 kcal/hr は He の顯熱となり、充填層出口温度は -188°C となる。

(3) 吸着筒後冷却器

交換熱量 Q_{HN}

$$Q_{HN} = q_1 - 151 = 199 \text{ kcal/hr}$$

平均温度差 Δt

$$-188^\circ\text{C} \longrightarrow -195^\circ\text{C}$$

$$-196 \longleftarrow -196$$

$$8 \quad 1$$

$$\Delta t = 3.5^\circ\text{C}$$

総括伝熱係数 U

吸着筒前冷却器と同様 $U = 200 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ とする。

伝熱面積 A

$$A = \frac{Q_{HN}}{U \cdot \Delta t} = \frac{199}{200 \times 3.5} = 0.28 \text{ m}^2$$

コイルの形状

使用パイプ $0.030/0.0236\text{m}\phi$ ガス流速 $\bar{u}=0.90\text{m/sec}$ (-192°C)パイプ 1m 当りの内側面積 0.0743 m^2 パイプの全長 $l=0.28/0.0743=3.8\text{m}$ コイル径 $0.30\text{m}\phi$ コイル1巻の長さ 0.94m コイル巻数 $3.8/0.94=4.1 \longrightarrow 5$ 卷伝熱面積 0.35 m^2 ピッチ 0.035m コイル部の高さ $H=5 \times 0.035=0.18\text{m}$

(4) 液室循環量

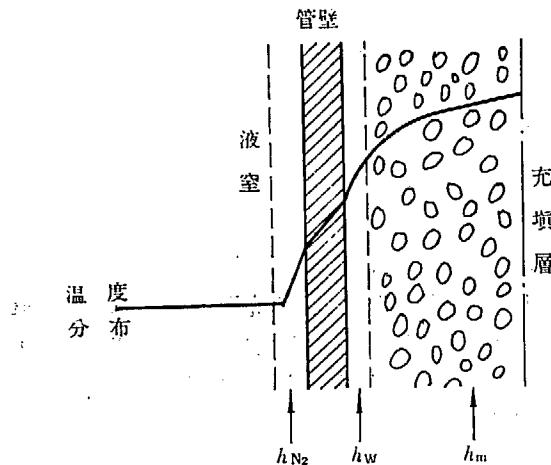
液室蒸発量は He のエンタルピー差、decay heat q および熱侵入 Q_{IN} との和である。

熱侵入 Q_{IN}

低温冷却部の概略の形状を $0.7\text{m}\phi \times 1\text{m}$ の円柱として考える。

$$Q_{IN} = U \cdot A \cdot \Delta t$$

保冷材としてグラスウール ($\kappa_c=0.05 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$) を用い、その厚さを 0.3m とする。



$$\Delta t = 226^\circ\text{C}$$

$$U = 0.15 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$A = 6 \text{ m}^2 \text{ (ただし側面のみ)}$$

$$\therefore Q_{IN} = 0.15 \times 6 \times 226 = 204 \text{ kcal/hr}$$

その他配管等の熱伝導、上下面よりの熱伝達を考え
 $Q_{IN} = 400 \text{ kcal/hr}$ とする。

液室蒸発量

液室冷却部のエンタルピーバランスをとると、

$$F(H_3 - H_5) + q + Q_{IN} = f(h_2 - h_1)$$

$$\therefore f = \frac{F(H_3 - H_5) + q + Q_{IN}}{(h_2 - h_1)}$$

$$= \frac{25.2 \times 7 + 600 + 400}{47.4} = 25 \text{ kg/hr}$$

液室蒸発量は 25 kg/hr のため、この流速で液室を循環させることになる。これは 31.1 l/hr の液室に相当する。

(e) 第1熱交換器

① エンタルピーバランス

$$Q_{IN} + F(H_1 - H_2) = F(H_7 - H_6) + f(h_4 - h_3)$$

$$\therefore h_4 = \frac{Q_{IN} + F(H_1 - H_2) - H_7 + H_6 + fh_3}{f}$$

熱侵入 Q_{IN} を 150 kcal/hr と仮定すると

$$h_4 = \frac{150 + 25.2 \times 29 + 25 \times 60.7}{25} = 96.0$$

$$\therefore t_4 = -5^\circ\text{C}$$

② 交換熱量 Q_{HH} , Q_{HN}

$$\text{He-He 側 } Q_{HN} F(H_7 - H_6) = 4,730 \text{ kcal/hr}$$

$$\text{He-N}_2 \text{ 側 } Q_{HN} F(H_1 - H_2) - 4,730 = 740 \text{ kcal/hr}$$

③ 平均温度差

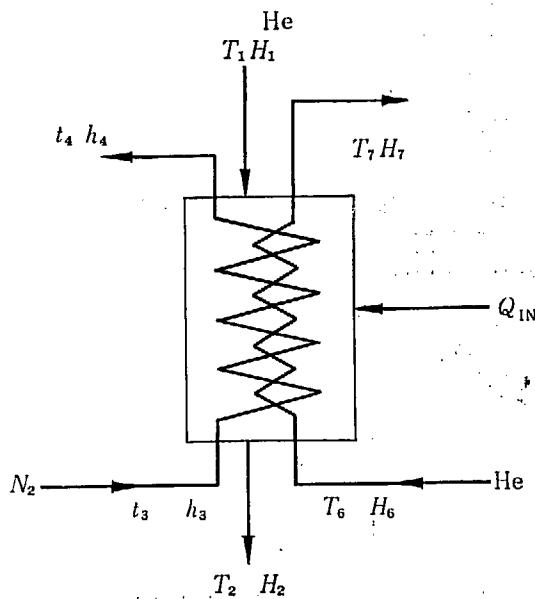
He-He 側

$$35^\circ\text{C} \rightarrow -139^\circ\text{C}$$

$$5 \leftarrow -145$$

$$30 \quad 6$$

$$\Delta t = 14.9^\circ\text{C}$$



$$T_1 : 35^\circ\text{C} \quad H_1 : 388 \text{ kcal/kg}$$

$$T_2 : -139 \text{ "} \quad H_2 : 171 \text{ "}$$

$$T_6 : -145 \text{ "} \quad H_6 : 164 \text{ "}$$

$$T_7 : 5 \text{ "} \quad H_7 : 352 \text{ "}$$

$$t_3 : -145 \text{ "} \quad h_3 : 60.7 \text{ "}$$

$$t_4 : (-5 \text{ "}) \quad h_4 : (96.0) \text{ "}$$

$$\text{He の流量 } F = 25.2 \text{ kg/hr}$$

$$\text{N}_2 \text{ の流量 } f = 25 \text{ kg/hr}$$

He-N₂ 側

$$35^\circ\text{C} \rightarrow -139^\circ\text{C}$$

$$-5 \leftarrow -145$$

$$40 \quad 6$$

$$\Delta t = 17.9^\circ\text{C}$$

④ 総括伝熱係数 U

He 側パイプ

$$\begin{aligned} \frac{1}{U} &= \frac{d_0}{d_1} \left(\frac{1}{h_{ct1}} \right) + \frac{1}{h_0} + \frac{L}{\lambda} + \frac{1}{S} \\ &= \frac{0.03}{0.0236 \times 343} + \frac{1}{39.0} + \frac{1}{80} = \frac{1}{24} \end{aligned}$$

$$U = 24 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

N₂ 側パイプ

$$\begin{aligned} \frac{1}{U} &= \frac{d_0}{d_1} \left(\frac{1}{h_{ct2}} \right) + \frac{1}{h_0} + \frac{L}{\lambda} + \frac{1}{S} \\ &= \frac{0.03}{0.0236 \times 62} + \frac{1}{(39.0)} + \frac{1}{80} = \frac{1}{17} \end{aligned}$$

$$\therefore U = 17 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

(JAERI Memo 1148 参照)

⑤ 伝熱面積 A

He 側パイプ

$$A = \frac{Q_{HN}}{U \cdot \Delta t} = \frac{4,730}{24 \times 14.9} = 13.2 \text{ m}^2$$

N₂ 側パイプ

$$A = \frac{740}{17 \times 17.9} = 2.4 \text{ m}^2$$

⑥ コイル形状

He 側パイプ

ガス流速 $\bar{u} = 2.3 \text{ m/sec}$ (-70°C)

パイプ 1m 当りの外側面積 0.0942 m^2

パイプの全長 $l = 13.2 / 0.0942 = 140$

4 層コイル 1巻の長さ 3.33 m

コイルの巻数 $140 / 3.33 = 42 \rightarrow 45$ 卷

管長 150 m , 伝面 14.1 m^2

ピッチ 0.040 m

コイル部の高さ $L = 45 \times 0.040 = 1.8 \text{ m}$

シェルの高さを 2.5 m とする。

N₂ 側パイプ

ガス流速 $\bar{u} = 0.92 \text{ m/sec}$ (-75°C)

パイプ 1m 当りの外側面積 0.0942 m^2

パイプの全長 $l = 2.4 / 0.0942 = 26 \text{ m}$

コイル 1巻の長さ 1.45 m

コイルの巻数 $26 / 1.45 = 18 \rightarrow 20$ 卷

コイル部の高さ $L = 1.8 \text{ m}$ (前項から)

管長 29 m , 伝面 2.7 m^2

\therefore ピッチ $= 1.8 / 20 = 0.090 \text{ m}$

⑦ シェル

$0.53 / 0.51 \text{ m} \phi$

高さ 2.5 m

⑧ 熱侵入 Q_{IN}

$$Q_{IN} = U \cdot A \cdot \Delta t$$

保冷材としてグラスウール ($\kappa_c = 0.05 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$) を用い、その厚さを 0.2 m とする。

$\Delta t = 82^\circ\text{C}$

$$U = 0.15 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$A = 10 \text{ m}^2$$

$$\therefore Q_{IN} = 0.15 \times 10 \times 82 = 123 \text{ kcal/hr}$$

故に①で仮定した $Q_{IN} = 150 \text{ kcal/hr}$ 以下の安全側である。

また熱侵入 Q_{IN} と He-N₂ の熱交換量との和 863 kcal/hr は、第1熱交換器における N₂ の顯熱差 883 kcal/hr より約 20 kcal/hr 少なく、N₂ の第1熱交換器出口温度は設計値より 3°C 位さがる可能性がある。

(f) He 中の不純物の挙動

① Kr, Xe

4.3.3 (d) で述べたように、 $-190 \sim -195^\circ\text{C}$ で液窒冷却部の吸着筒に吸着され、連続稼動時間を 100 日としたときに約 10 倍の安全率をかけてあるから、確

実に吸着筒内にとどまる筈である。

② CO₂

入口 CO₂ 量 0.0735 mol/hr (3.23 g/hr)

He 量 6.295 kmol/hr (25.2 kg/hr)

圧力 30 kg/cm^2

故に、CO₂ のモル比

$$0.0735 / 6.295 \times 10^3 = 1.2 \times 10^{-5}$$

CO₂ の分圧

$$29 \times 1.2 \times 10^{-5} = 3.5 \times 10^{-4} \text{ kg/cm}^2 \\ = 2.6 \times 10^{-1} \text{ mmHg}$$

露点: -148°C

CO₂ の量を 0.01 ppm とすると、

$$5.73 \times 10^{-6} \text{ mol/hr}$$

CO₂ のモル比

$$5.73 \times 10^{-6} / 6.295 \times 10^3 = 9.1 \times 10^{-10}$$

CO₂ の分圧 $2 \times 10^{-5} \text{ mmHg}$

露点: -180°C

すなわち第2熱交換器で CO₂ は 0.01 ppm 以下になる。

③ H₂O

入口 H₂O 量 0.067 mol/hr (1.21 g/hr)

H₂O のモル比 1.07×10^{-5}

H₂O の分圧 $2.35 \times 10^{-1} \text{ mmHg}$

露点: -32°C

H₂O の量を 0.01 ppm とすると、H₂O の分圧は $2.21 \times 10^{-4} \text{ mmHg}$

露点: -84°C

したがって第1熱交換器で H₂O はほとんど除去される。

④ 蓄積量

100 日稼動として

$$\text{CO}_2 \text{ の蓄積量} = 3.23 \times 100 \times 24 / 10^3 = 7.75 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} \text{ の蓄積量} = 1.21 \times 100 \times 24 / 10^3 = 2.91 \text{ kg}$$

$$\rho_{\text{solid}} \text{ CO}_2 = 1.5 \text{ kg/l}$$

$$\rho_{\text{ice}} = 0.9 \text{ kg/l}$$

故に, CO₂ $= 7.75 / 1.5 \times 10^3 = 5.2 \times 10^{-3} \text{ m}^3$

$$\text{H}_2\text{O} = 2.91 / 0.9 \times 10^3 = 3.2 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

CO₂ は第2熱交換器, H₂O は第1熱交換器に蓄積するすれば,

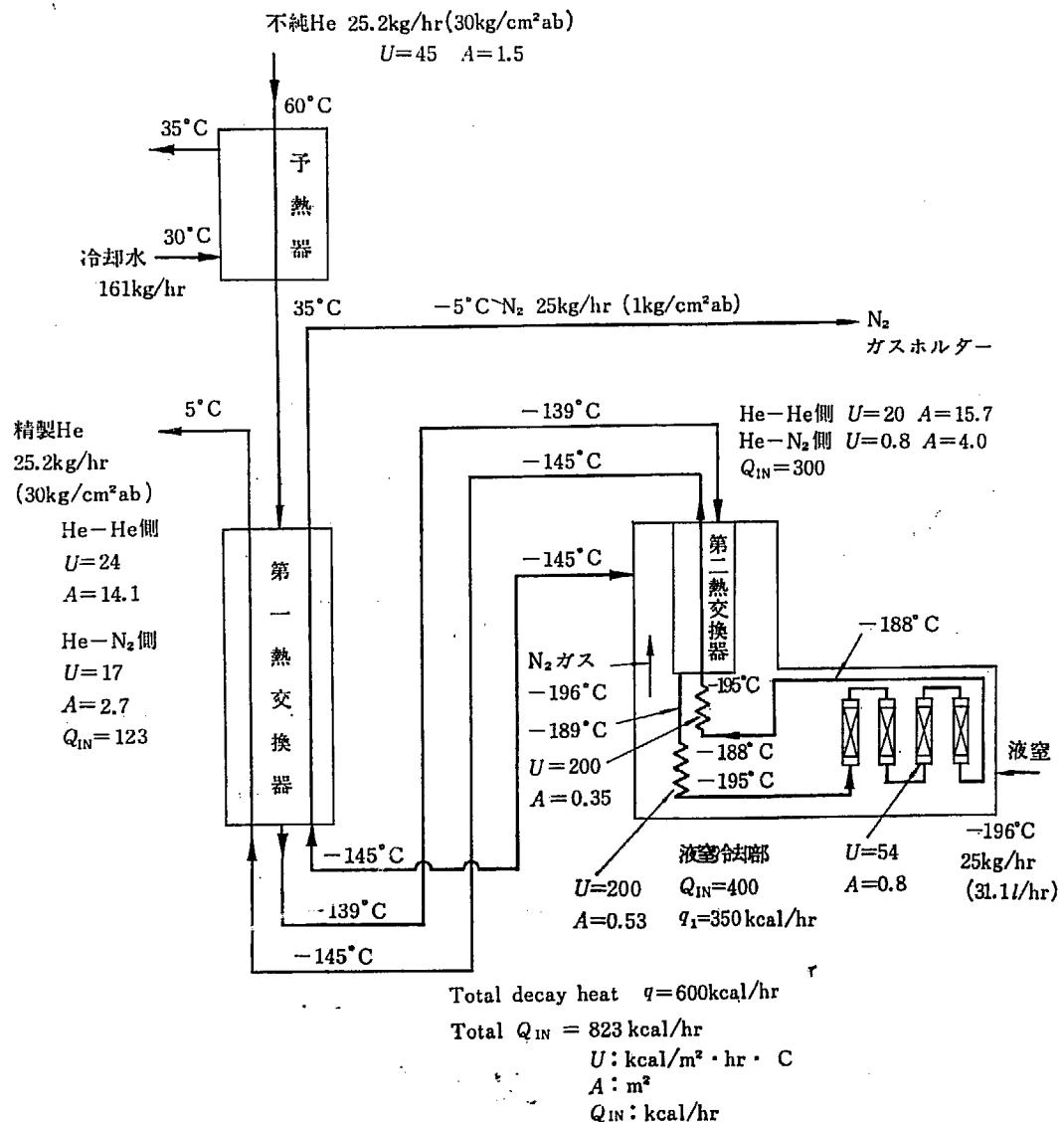
$$\text{CO}_2 \text{ の蓄積層厚さ} = 5.2 \times 10^{-3} / 19.7 = 0.26 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$\text{H}_2\text{O} \text{ の蓄積層厚さ} = 3.2 \times 10^{-3} / 16.8 = 0.19 \times 10^{-3} \text{ m}$$

故に 100 日運転でもその厚さは 0.3 mm 以下に過ぎない。

4 設計値

(a) 热バランス



(b) 予冷器

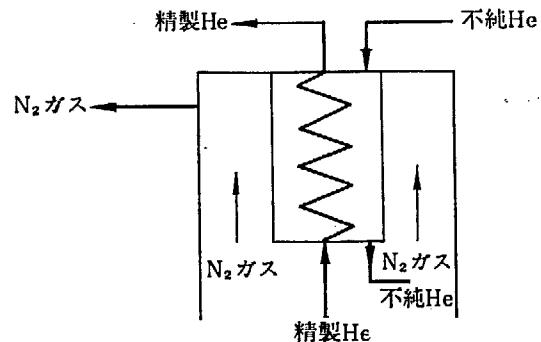
水冷コイル式

コイル内側：不純 He

コイル外側：冷却水

総括伝熱係数 $45 \text{ kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ 伝熱面積 1.5 m^2 冷却水量 161 kg/hr コイル管径 $30/23.6\phi$ コイル管全長 20m シェル径 550ϕ シェル高 $1,200$

(c) 第2熱交換器



コイル内側：精製 He

コイル外側：不純 He

コイル	総括伝熱係数	$20 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$
	伝熱面積	15.7 m^2
	管径	$30/23.6\phi$
	管長	167m

内側シェル	総括伝熱係数	$0.8 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$
	伝熱面積	4 m^2
	径	$450/430\phi$
	高	2,800

外側シェル	径	$520/500\phi$
	高	2,800

(d) 波室冷却部

① 吸着筒前冷却器

コイル式

コイル内側：不純 He

コイル外側：液体窒素

総括伝熱係数 $200 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ 伝熱面積 0.53 m^2 管径 $30/23.6\phi$

管長 7.2m

② 吸着筒（4本）

活性炭充填式

筒径 $120/110\phi$

筒高 730

活性炭充填量 2.5 kg

充填高 530

③ 吸着筒後冷却器

コイル式

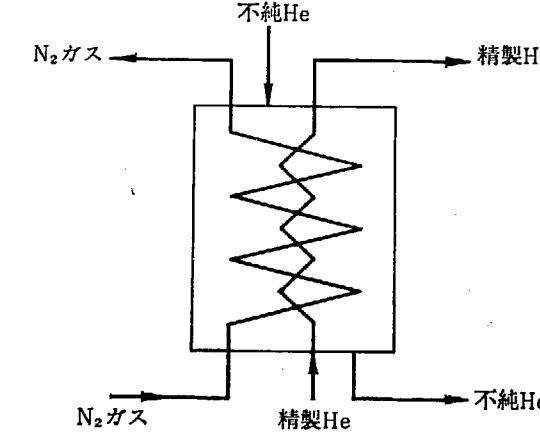
コイル内側：精製 He

コイル外側：液体窒素

総括伝熱係数 $200 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ 伝熱面積 0.35 m^2 管径 $30/23.6\phi$

管長 4.7m

(e) 第1熱交換器



5 層コイル式

外側1層コイル内：低温 N₂ガス

内側4層コイル内：精製 He

コイル外側：不純 He

コイル 総括伝熱係数

He—He 側 $24 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ He—N₂ 側 $17 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$

伝熱面積

He—He 側 14.1 m^2 He—N₂ 側 2.7 m^2 管径 $30/23.6\phi$

管長 He 側 150m

N₂ 側 29m

5 装置形状

(a) 予冷器 Fig. 10 に示す.

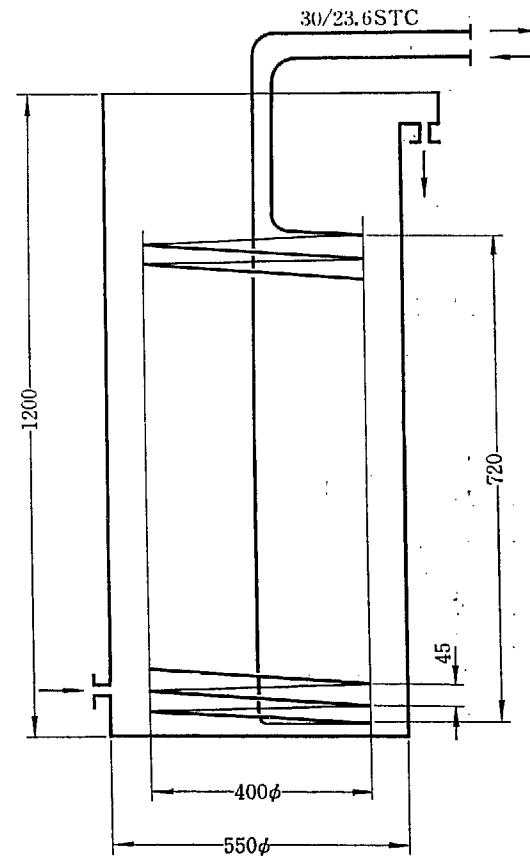


Fig. 10 Pre-cooler

(b) 第2熱交換器 Fig. 11 に示す.

(c) 低温冷却部 Fig. 12 に示す.

(d) 第1熱交換器 Fig. 13 に示す.

(e) 低温部外套 Fig. 14 に示す.

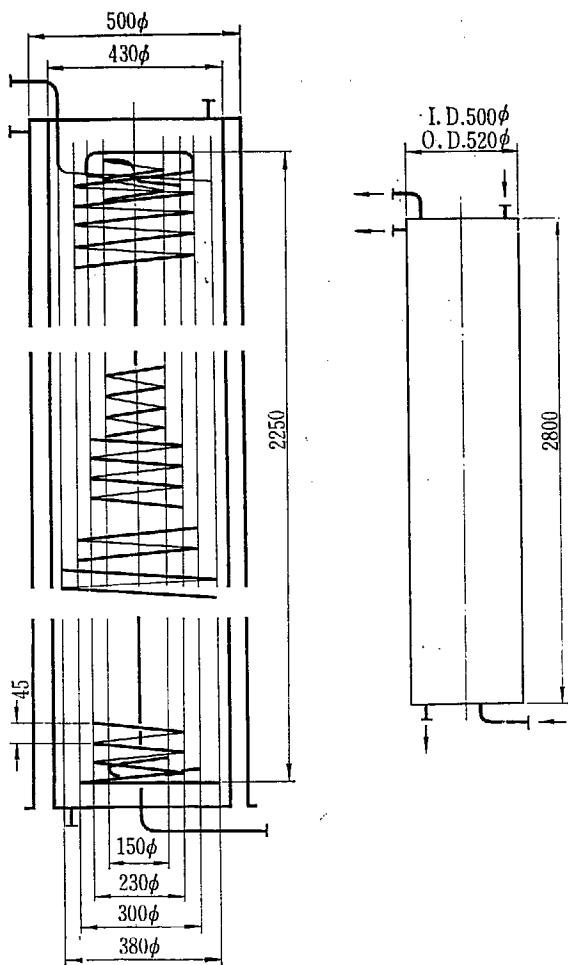


Fig. 11 2nd heat exchanger

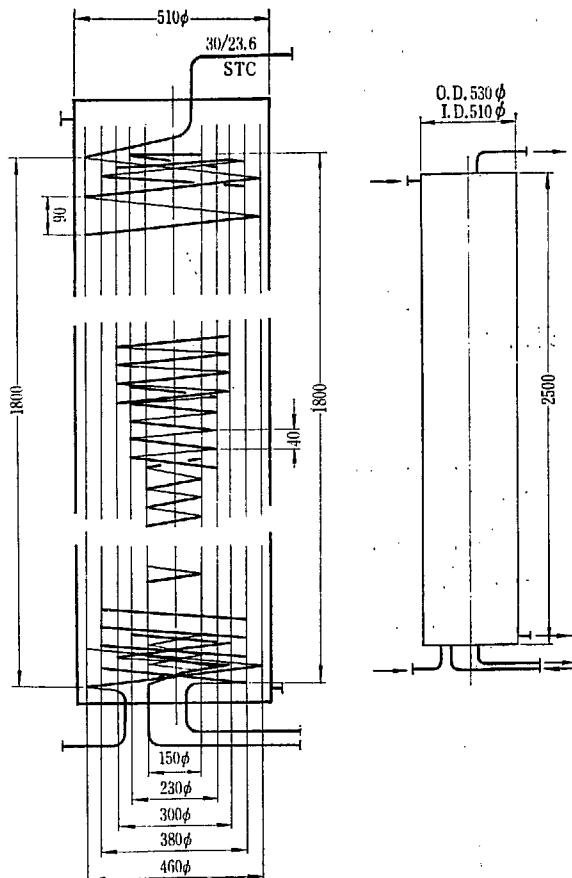


Fig. 13 1st heat exchanger

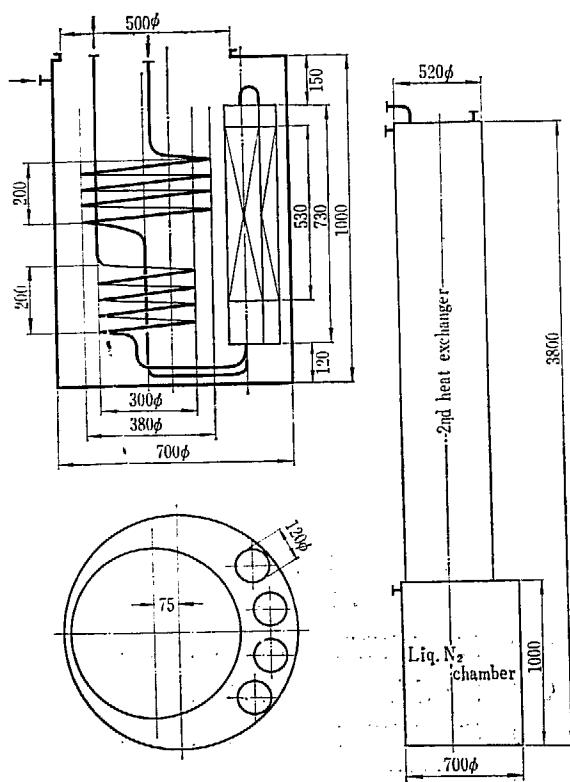
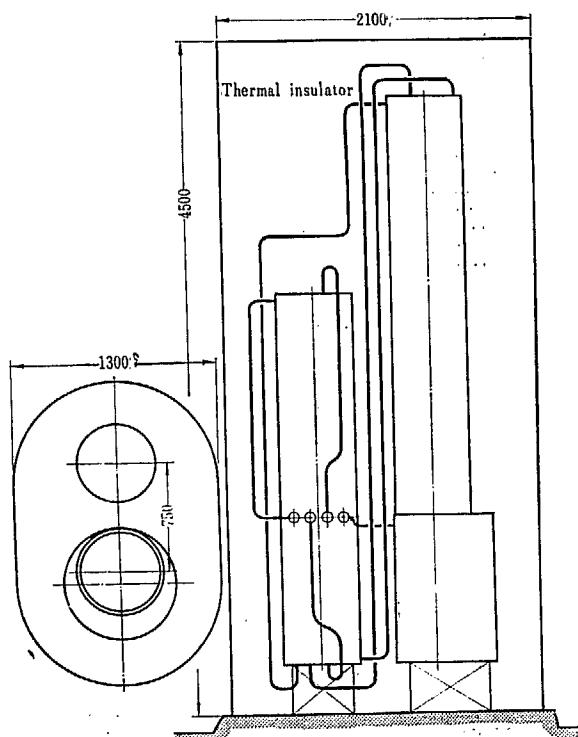
Fig. 12 Liq. N₂ Chamber

Fig. 14 Cold trap shell

6 装置の内容積

(a) He 系 (1系列分)

装置名	内容積 (m³)	He 重量 (kg)	平均温度 (°C)
予冷器	0.009	0.04	48
第2熱交換器	0.411	5.39	
パイプ内	0.071	0.98	-170
パイプ外	0.34	4.41	-164
低温吸着部	0.026	0.46	
吸着筒前冷却器	0.004	0.08	-192
吸着筒後冷却器	0.002	0.03	-192
吸着筒	0.02	0.35	-192
第1熱交換器	0.501	3.24	
パイプ内	0.061	0.42	-70
パイプ外	0.44	2.82	-52
計	0.947	9.13	

(b) N₂ 系 (1系列分)

装置名	内容積 (m³)	N₂ 重量 (kg)	平均温度 (°C)
第2熱交換器	0.107	0.36	-170
低温吸着部	0.26	289	-196
第1熱交換器	0.011	0.02	-75
計	0.378	289.38	

7 圧損失

装置名	圧損失 (kg/m²)
予冷器	133
第2熱交換器	63
低温吸着部	80
吸着筒前冷却器	7
吸着筒後冷却器	5
吸着筒	68
第1熱交換器	132
合計	408

4.4 準助装置

1 常温吸着バイパス系

原子炉完工時の乾燥および一次冷却系に漏水事故が
あった際の常温吸着装置のバイパス回路として、予冷

器とモレキュラーシーブ充填乾燥塔を直列にした系列
を置く。

(a) 形式

乾燥塔 多管式(管内充填)

予冷器 蛇管式(管外水冷)

(b) 設計条件

① He ガス

流量 7 g/sec

温度 400°C

圧力 30 kg/cm² ab

② 乾燥材

種類 モレキュラーシーブ 4A

形状 1/8" ペレット

充填密度 600 kg/m³

吸湿能力 15 kg H₂O/100 kg MS

(c) 乾燥器

① 形式形状は吸着塔と同じとする。

② MS 充填量

$50\phi \times 3m \times 4$ 本 $\times 10$ 組 $= 0.2356 m^3$

$600 \times 0.2356 = 141.4$ kg

③ 吸湿力

$141.4 \times 0.15 = 21.2$ kg H₂O

3基使用すれば約 60 kg の水分を He 中より除去
できる。

(d) 予冷器

① 温度

He 入 400°C

出 20~40°C

水 入 5~30°C

出 10~35°C

平均温度差 100°C

② 冷却管

56/50φ

2本並列とする。

③ 総括伝熱係数

$U = 30 \text{ kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°C}$

④ 伝熱面積 A

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta t} = \frac{12,000}{30 \times 100} = 4 \text{ m}^2$$

管 1 m 当りの側面積 0.1665 m^2

全長 $4 \div 0.1665 = 24 \text{ m}$

$3m \times 4 \times 2$ とする。

(e) 全系

① 圧損

充填層内	2,800 kg/m ²
その他	500
計	3,300
② 冷却水量 常温吸着に準ずる。	
予冷器	2,800 kg/hr
乾燥塔	5,200
計	8,000

2 高温精製装置再生系

連続4,000時間の稼動でヘリウム中の不純物の酸化反応により還元された酸化銅触媒を加熱空気により酸化再生する。

(a) 形式

プロワー ルーツ式
乾燥器 充填層式

(b) 設計条件

① 反応

SV 5/hr (400°C 1 atm)

O₂ 反応率 50%

操業時間 144 hr (O₂ 当量の約4倍)

② 空気

流量 0.812 Nm³/hr

温度 25°C

湿度 (飽和) 0.0272 kg H₂O/kg dry air

③ 乾燥材

種類 モレキュラーシーブ 4 A
粒径 1/8" ペレット
充填密度 600 kg/m³
吸湿力 15 kg H₂O/100 kg MS

(c) 乾燥器

① 全空気量

$$0.812 \times 144 = 117 \text{ Nm}^3 \\ = 151.3 \text{ kg}$$

② 全湿分

$$0.0272 \times 151.3 = 4.11 \text{ kg}$$

③ MS 4A 所要量

$$4.11 \div 0.15 = 27.4 \text{ kg}$$

④ 形状

内径 200φ
充填高さ 2.7m
充填容積 0.0845 m³
充填量 50 kg (安全係数2)

⑤ 充填層内圧損 7 kg/m²

(d) 空気プロワー

① 吸込容量 1 Nm³/hr

② 吐出圧 水柱 3m
圧力損失 乾燥塔 10 kg/m ²
フィルター 100
反応炉 1,300
その他 600
計 2,010

3 低温精製再生系

連続稼動2,400時間で装置内に吸着および凍結したヘリウム中の不純物を加温窒素ガスで間接加熱して、不純物の脱着およびソーキングをおこなう目的でこの系を置く。

(a) 形式

窒素循環プロワー ルーツ式
窒素加温器 電熱による温水加温式

(b) 設計条件

ソーキングは液窒を自然蒸発させたのち、窒素ガスを窒素加温器で80°Cに上昇させて、系内を約10時間で、ソーキング温度(10°C)に到達せしめる。したがって、それに必要な主要機器の設計条件は次のとおりである。

ホールドアップ	液窒 0.36 m ³
装置昇温所要熱	30,000 kcal
加温器の所要熱	3,000 kcal/hr
加温所要時間	10 時間

(c) 設計値

- ① 窒素循環プロワー
容量 150 Nm³/hr, 1.2 kg/cm²
- ② 窒素加温器
ヒーター容量 5 kW

4 低温精製汚染ガス処理系

(a) 形式

汚染ガスホルダー	乾式 常用 30 kg/cm ²
圧縮機	横型4段
高圧汚染ガス容器	ポンベ式

(b) 設計条件

低温精製装置再生時または緊急事故により汚染ガスが発生した場合、圧縮機により高圧汚染ガス容器に圧入せしめる。

これに必要な主要機器の設計条件は次のとおりである。

ヘリウムホールドアップ	52 Nm ³
液窒蒸発量	20 Nm ³ /hr
液窒蒸発時間	11 時間
圧縮機能力	吸込圧 1 kg/cm ² ,

吐出圧 150 kg/cm^2
 $50 \text{ Nm}^3/\text{hr}$, 2 基

液化機 Phillips 式
 液室貯槽 球形式

(c) 設計値

- ① 汚染ガスホルダー
実容積 5 m^3 , 耐圧 30 kg/cm^2 (常用)
- ② 高圧汚染ガス容器
内容 60 l , 常用圧 150 kg/cm^2 , 5 本 (ヘリウムと共に)

5 液体窒素製造系

低温精製装置は寒冷源として液窒を使用する。したがって蒸発した窒素を再び液化して循環する系が必要である。また低温の装置の再生操業では装置内の液窒を全部蒸発させる必要があり、その分に見合う常圧ホルダーが必要である。

(a) 形式

窒素ガスホルダー	乾式
乾燥器	充填層式

(b) 設計条件

低温精製装置一系統分	
窒素ガス量	240 Nm^3
液窒循環速度	25 kg/hr (31.1 l/hr)
液窒貯蔵量	2.5 hr 分

(c) 設計値

- ① 窒素ガスホルダー
内容 300 m^3 2 基
- ② 液化機
容量 常用 35 l/hr (予備 1 基)
- ③ 液窒貯槽
容量 0.2 m^3
- ④ 液窒ポンプ
容量 常用 35 l/hr (予備 1 基)

5 設計関連基礎データー

5.1 不純物流入量

ヘリウム浄化系に入るヘリウムに同伴して、核分裂生成物と一次冷却系に漏洩した水分に基づく不純物が浄化系に流入する。その量を次のように想定する。

ただし、原子炉の熱出力	31 MW
核分裂生成物発生量	1.36 g/hr
ヘリウム流量	7 g/sec

1 核分裂生成物の流入量

原子炉の運転中に生成する F.P. のうち、どういう核種のものがどの程度燃料体から放出されるかということが、インターナルトラップや炉外の He 浄化系、一次系の汚染などの設計のすべての基礎となる。

生成する F.P. は下のようなものである。

Zn, Ga, Ge, As, Se, Br, Kr, Rb, Sr, Y, Zr, Nb, Mo, Tc, Ru, Rh, Pd, Ag, Cd, In, Sn, Sb, Te, I, Xe, Cs, Ba, La, Ce, Pr, Nd, Pm, Sm, Eu, Gd, Tb, Dy

その decay scheme, 半減期、生成率などは「Fig. 15 F.P. の decay scheme」参照。

この原子炉は運転初期においては核分裂はほとんど ^{235}U のみによるが燃焼が進むにつれ ^{233}U も分裂を起す。F.P. の decay scheme に示した F.P. の生成率は ^{235}U のデータであり、F.P. の生成率は ^{235}U と ^{233}U とでは若干異なるが F.P. の処理という面からは ^{235}U のデータを利用しても大体的には十分であると考えられる。

運転中、燃料体の温度は 1,100~1,500°C であるが、この温度ではこれらの F.P. のうち、Y, Zr, Mo, La, Ce, Pr, Nd, Pm はカーバイトとなり、また、Tc, Ru, Rh, Pd はメタルホームのままで蒸気圧が低いので燃料粒子中に残る。

Ge, As, Ag, Cd, In, Sb, Sm, Eu は運転条件の下で幾分動く可能性はあるが、fission yield がすくなく、F.P. の処理あるいは一次系の汚染などの面からみて実際的にはあまり問題にする必要がない。

Zn, Ga, Gd, Tb, Dy は fission yield が非常にすくなく考慮する必要はない。

したがって F.P. 処理上、特に考慮しなければなら

ないのは

Se, Br, Kr, Rb, Sr, Te, I, Xe, Cs, Ba
の 10 元素である。

このため今回の設計では、安全側にとって発生した F.P. のうち前記 10 元素については平均 2 時間 delay して燃料粒子からでてくることにした。こうすればたとえば半減期 2 時間のものは発生した原子数の半分が外へでることになり、半減期 1 日以上のものはほとんど全部外へでることになる。G.A. などで最近発表されているデータ (GA-2747) の例をみても照射にともなって retention はすこしづつ悪くなっているが、それでも ^{85}Kr のように非常に半減期の長いものを除いては、リリーズする原子数と発生する原子数の割合は 1~10% 位で、今回の仮定 (retention の時間を 2 時間としたからこのようない核種はほとんど全部であるうにとてある) より 1 術はすくなくなっている。非常に安全側にみてあることになる。また燃料体の黒鉛母材中を拡散してくる時間は無視する。

これらの F.P. がどの程度燃料粒子中で retention されるかについては、ORNL, GA, Dragon などで現在多くの実験がおこなわれており各種のデータが発表されるようになった。さらに有効なコーティングの方法も開発されつつある。F.P. が粒子の外へでてくる機構についても単なる拡散によるものだけでなく、黒鉛と反応しながら外へでてくるような機構によるものがあることがわかっている。このことは蒸気圧だけからみれば Kr, Xe より出にくい管の I, Sr, Ba がパイロティックカーボンのコーティングを Kr, Xe よりよく浸透してくることからも了解される。

燃料要素の下部にはインターナルトラップが設けられ、ここで Kr, Xe 以外の F.P. は活性炭にトラップされる。このような設計では F.P. の decay heat, 中性子減速、 γ 発熱などによる活性炭の温度上昇は冷却材より 20°C 前後高くなるだけで、活性炭は運転中 400°C 前後に保たれる。この温度では Se, Rb, Sr, Te, Cs, Ba はほとんど大部分トラップされ、Br, I は数 10 日 delay する。ただし設計条件としては Br, I は 7 日の delay をするものとした。

このようにすると He 浄化系に流入する核分裂生成

Fig. 15 Decay scheme of F. P.

MASS NO.	TOTAL MAIN YIELD FOR 235U(%)	^{50}Zn	^{51}Ga	^{52}Ge	^{53}As	^{54}Se	^{55}Br	^{56}Kr	^{57}Rb	^{58}Sr	^{59}Y	^{60}Zr	^{61}Nb	^{62}Mo	^{63}TC	^{64}Ru	^{65}Rh	^{66}Pd	^{67}Ag	TOTAL CHAIN YIELD FOR 235U(%)	MASS NO.
72	7.2	$\frac{2}{100}$	$\frac{49}{100}$	$\frac{51}{100}$	$\frac{52}{100}$	$\frac{53}{100}$	$\frac{54}{100}$	$\frac{55}{100}$	$\frac{56}{100}$	$\frac{57}{100}$	$\frac{58}{100}$	$\frac{59}{100}$	$\frac{60}{100}$	$\frac{61}{100}$	$\frac{62}{100}$	$\frac{63}{100}$	$\frac{64}{100}$	$\frac{65}{100}$	$\frac{66}{100}$	$\frac{67}{100}$	92
73	7.3	(Zn) 2m^2	$\frac{50}{100}$	$\frac{51}{100}$	$\frac{52}{100}$	$\frac{53}{100}$	$\frac{54}{100}$	$\frac{55}{100}$	$\frac{56}{100}$	$\frac{57}{100}$	$\frac{58}{100}$	$\frac{59}{100}$	$\frac{60}{100}$	$\frac{61}{100}$	$\frac{62}{100}$	$\frac{63}{100}$	$\frac{64}{100}$	$\frac{65}{100}$	$\frac{66}{100}$	$\frac{67}{100}$	93
77	7.7	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	$\frac{171}{100}$	94
78	7.8	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	$\frac{171}{100}$	95
79	7.9	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	$\frac{171}{100}$	96
81	8.1	Se 0.14	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	97
83	8.3	Kr 0.54	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	98
84	8.4	Kr 1.00	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	99
85	8.5	Pb 1.30	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	100
86	8.6	Kr 2.02	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	101
87	8.7	Rb 2.49	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	102
88	8.8	Sr 3.57	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	103
89	8.9	Sr 4.79	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	104
90	9.0	Sr 5.77	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	105
91	9.1	Zr 5.84	$\frac{122}{100}$	$\frac{154}{100}$	$\frac{155}{100}$	$\frac{156}{100}$	$\frac{157}{100}$	$\frac{158}{100}$	$\frac{159}{100}$	$\frac{160}{100}$	$\frac{161}{100}$	$\frac{162}{100}$	$\frac{163}{100}$	$\frac{164}{100}$	$\frac{165}{100}$	$\frac{166}{100}$	$\frac{167}{100}$	$\frac{168}{100}$	$\frac{169}{100}$	$\frac{170}{100}$	106

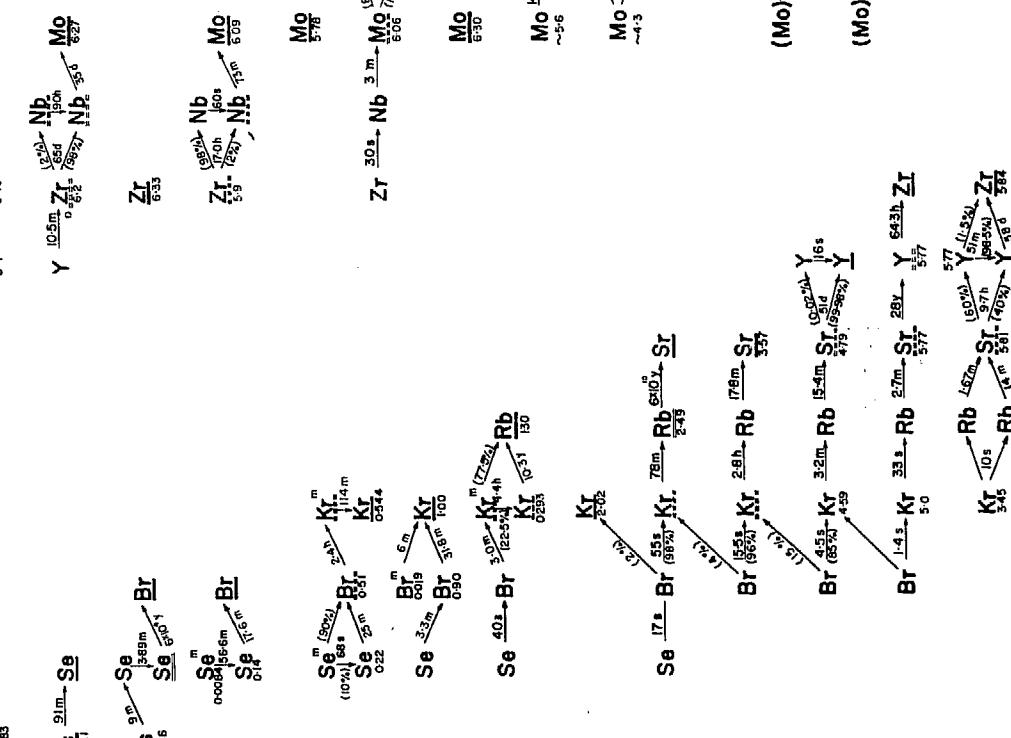
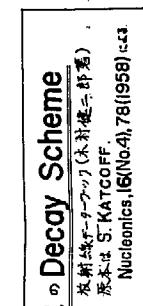


Fig. 15 Decay scheme of F. P.

MASS NO.	TOTAL CHAIN YIELD FOR ^{235}U (%)	^{43}Tc	^{44}Ru	^{45}Rh	^{46}Pd	^{47}Ag	^{48}Cd	^{49}In	^{50}Sn	^{51}Sb	^{52}Te	^{53}I	^{54}Xe	^{55}Cs	^{56}Ba	^{57}La	^{58}Ce	TOTAL CHAIN YIELD FOR ^{235}U (%)	MASS NO.
107	Ru 019	$(\text{Tc} \xrightarrow{1.4\text{m}} \text{Ru} \xrightarrow{4.4\text{m}} \text{Rh} \xrightarrow{0.8\text{h}} \text{Pd} \xrightarrow{2.2\text{m}} \text{Ag})_{0.19}$																Sb 002	125
108																	Sb 005	126	
109																	Sb 013	127	
111																	Sn 037	128	
112																	I 09	129	
113																	Sb 20	130	
114																	Xe 293	131	
115																	Xe 438	132	
116																	Cs 659	133	
117																	Xe 806	134	
119																	Cs 641	135	
121																	Xe 646	136	
122																	Cs 615	137	
123																	Ba 574	138	
																	Ba 655	139	

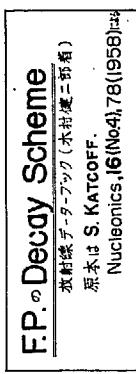


Fig. 15 Decay scheme of F.P.

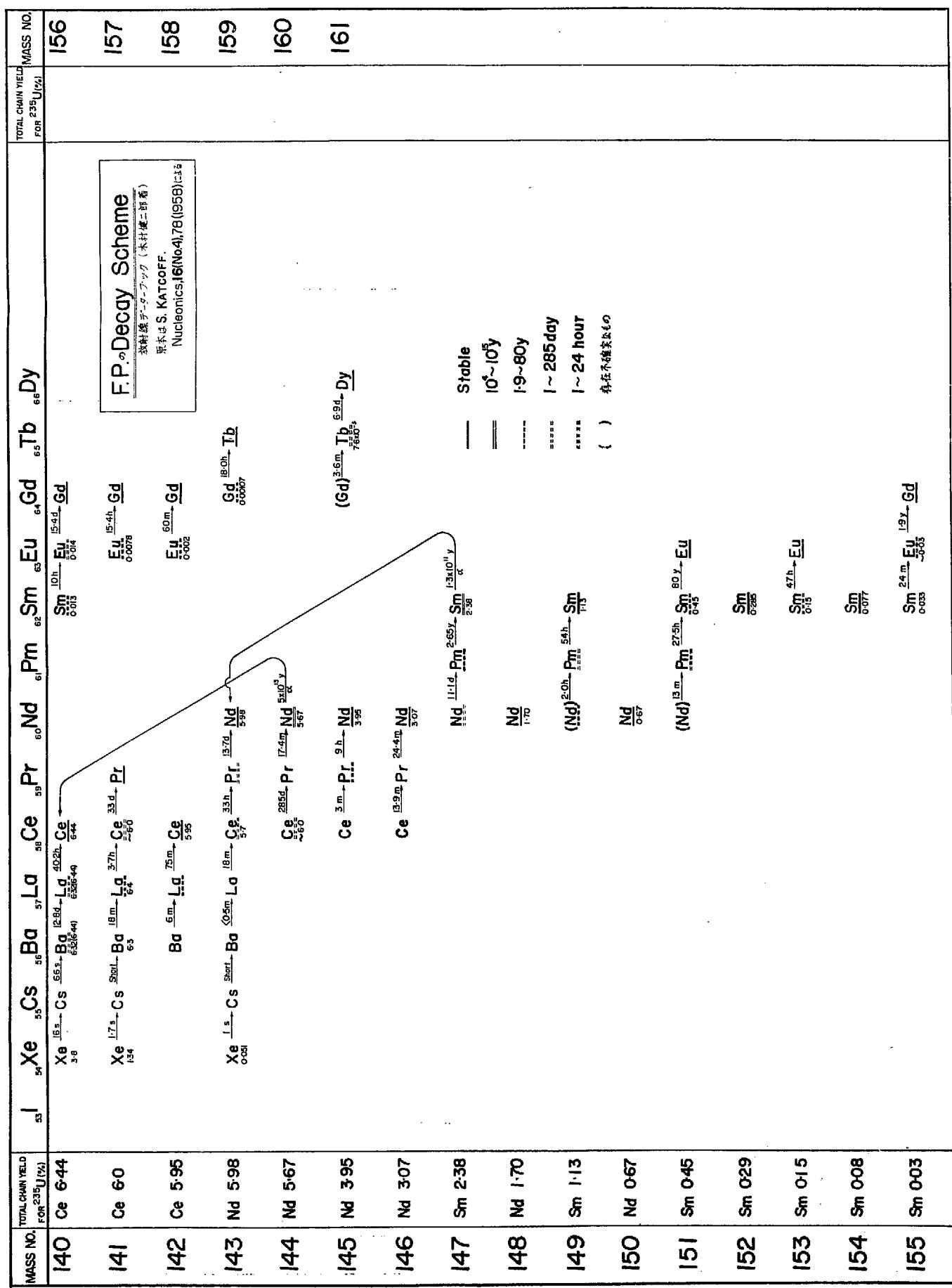
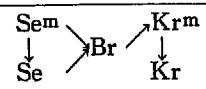
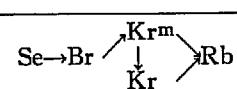
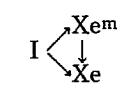
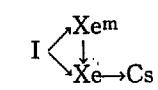
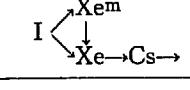


TABLE 5 F. P. flowing into He purification system (mg/hr)

M. No.	Decay scheme	Isotope	H. L.	Inflow
81	Br	^{81}Br	S	0.672
83		^{83m}Kr ^{83}Kr	114m S	1.951 0.673
84	Se→Br→Kr	^{84}Kr	S	4.860
85		^{85m}Kr ^{85}Kr	4.4 h 10.3 y	4.676 0.393
86	Kr	^{86}Kr	S	10.044
87	Se→Br→Kr→Rb→	^{87}Kr	78m	3.776
88	Br→Kr→Rb→Sr	^{88}Kr	2.8 h	10.908
127	→I	^{127}I	S	0.958
129	→I→Xe	^{129}I	$1.7 \times 10^7 \text{ y}$	6.757
131		^{131}I ^{131m}Xe ^{131}Xe	8d 12d S	12.240 *1 0.080 9.900
132	I→Xe	^{132}Xe	S	33.480
133		^{133}I ^{133m}Xe ^{133}Xe	21 h 2.3 d 5.27 d	0.207 *2 1.217 *3 49.320
134	→Xe	^{134}Xe	S	60.480
135		^{135m}Xe ^{135}Xe	15.3 m 9.2 h	11.700 *4 35.964
136	I→Xe	^{136}Xe	S	50.832
138	Xe→Cs→Ba	^{138}Xe	17m	0.360

Total inflow of F. P. 311.448 mg/hr

Value used for decay heat calculation

*1 0.178, *2 1.222, *3 50.744, *4 47.664

S : Stable

物は TABLE 5 のようになり、これを以後の設計資料とする。

TABLE 5 以外の核分裂生成物で、He 浄化系に入ってくると思われるものは、Se, Rb, Sr, Te, Cs, Ba であるが、これらのものはインターナルトラップの機能が完全であれば He 浄化系へ入ってくる量はわずかであり発生する decay heat, 蓄積する放射能も、Kr, Xe, I にくらべ僅かで問題とするに足りない。これらの元素および Ba, I は常温吸着塔の前段に全部通過あるいは吸着されるものと考えられる。

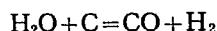
2 漏洩水と炭酸ガス

漏洩水量は現在の熱交換器製造技術からみて、1.21 g/hr で次式により水素と一酸化炭素とに還元されて

TABLE 6 Impurity in He

Impurity	g/hr	mol/hr
H ₂	0.1354	0.067163
CO	1.8813	0.067163
CO ₂	0.277	0.006294

浄化系に入ると考える。



また、別に炭酸ガスとして 0.277 g/hr が同様流入する。

5.2 常温吸着塔

1 活性炭所要量の算出式

吸着塔内における Kr, Xe の delay 現象を He をキャリヤーガスとした充填カラムの破過現象として取扱う。

破過は本設計の取扱う範囲内では Kr, Xe の分圧およびキャリヤーガスの圧力に無関係として次式で表現する。

$$m = \frac{F \cdot t_{\max}}{K}$$

m : 活性炭所要量 g

F : キャリヤーガス流量 cc/min

t_{\max} : 最大流出所要時間 min

K : 吸着平衡係数 cc/g

2 K の値

K の値は活性炭の種類および温度、キャリヤーガスの組成、さらに厳密にはキャリヤーガス線速度、カラムの形状（直径、長さ）の函数であるが、本設計には物理化学研究室における Kr-He 系（-76~25°C），

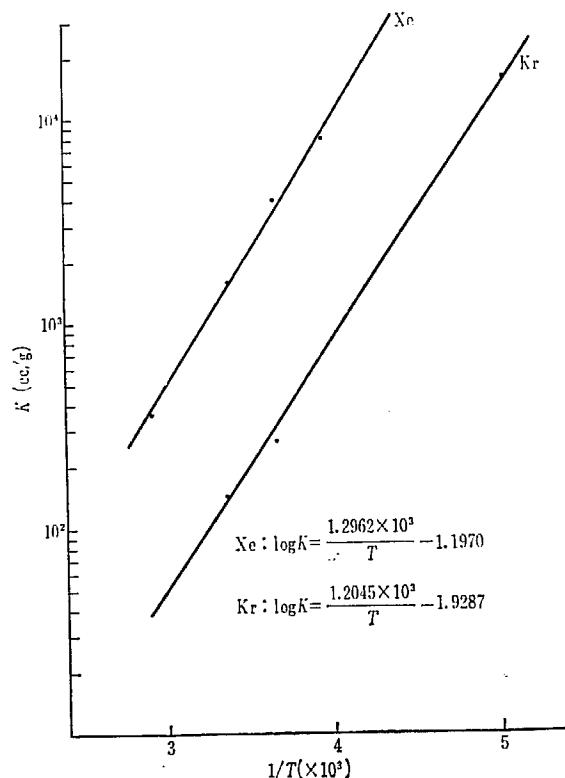


Fig. 16 K (Adsorption coefficient) ~ $1/T$

Xe-He 系（-45~70°C），常圧の実験データより実験式を求めて、その式により K の値を算出した。

したがって、本装置には測定に使用したものと同等の吸着能を有する活性炭を使用することを前提とする実験式

$$\text{Kr} : \log K = \frac{1.2045 \times 10^3}{T} - 1.9287$$

$$\text{Xe} : \log K = \frac{1.2962 \times 10^3}{T} - 1.1970$$

（ガス流速 10 cm/sec at NTP）

5~50°C における K の値を上式により算出すると、

Fig. 16 および TABLE 7 のようになる。

TABLE 7 Relation between K and temperature

Temp. °C	K (Kr) (cc/g)	K (Xe) (cc/g)	$\frac{K(\text{Kr})}{K(\text{Xe})}$
5	253.5	2921.5	0.0868
10	212.6	2416.6	0.0880
15	179.3	2012.3	0.0891
20	152.1	1686.2	0.0902
25	129.8	1421.3	0.0913
30	111.3	1204.8	0.0924
35	95.9	1026.6	0.0934
40	83.1	879.4	0.0945
45	72.3	757.0	0.0955
50	63.2	654.6	0.0965

3 t_{\max} と delay

活性炭充填層にヘリウムを流しておき、ある瞬間に Xe をパルス状に注入すると、一定時間（破過時間）後に Xe が出始め、その濃度（分圧）は順次増大し極大値に達する (t_{\max} 時間後)。その後は次第に減少していくが、時間と濃度との関係は減少側に尾を長く引いたガウス曲線に似た流出曲線となる。ところでヘリウム中に一定量の Xe を含有させた混合ガスを流しておき、ある瞬間に流出する Xe について、その充填層内経過時間と流出量との関係を求めるとき、全く前記流出曲線と一致する。

故に、本設計では平均値として t_{\max} の値を delay 期間として採用することにしたが、この値は完全な積分から求めた平均値よりやや少い。

4 m の算出

Xe に対する delay 期間を 10 日とすると Kr に対しては、TABLE 7 より約 21~22 時間の delay 期間が得られる。

本装置で問題になるのは Xe 特に ^{133}Xe であるため m の値は Xe で 10 日に相当するものを採用すること

TABLE 8 Active charcoal-Kr delay time

(in case of Xe 10 days delay)

Temp. °C	K (Xe) (cc/g)	F (cc/min)	m (kg)	$K(\text{Kr})/K(\text{Xe})$	$t(\text{Kr})$ (hr)
5	2921.5	8.24326×10^4	406.31	0.0868	20.83
10	2416.6	8.39152 "	500.03	0.0880	21.12
15	2012.3	8.53978 "	611.11	0.0891	21.38
20	1686.2	8.68804 "	741.95	0.0902	21.65
25	1421.3	8.83630 "	895.26	0.0913	21.92
30	1204.8	8.98456 "	1073.85	0.0924	22.18
35	1026.6	9.13282 "	1281.05	0.0934	22.42
40	879.4	9.28108 "	1519.76	0.0945	22.68
45	757.0	9.42934 "	1793.69	0.0955	22.92
50	654.6	9.57760 "	2106.90	0.0965	23.17

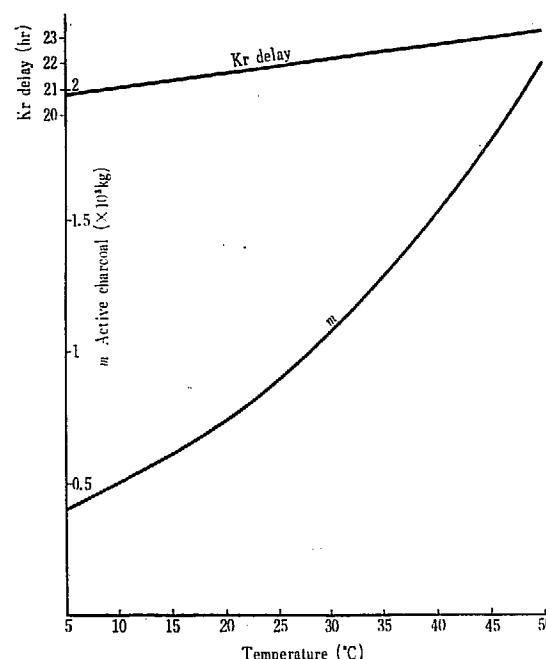


Fig. 17 Active charcoal~Temperature
(Xe delay 10 day) Kr delay time
~Temperature

になるが、 K の値が温度により変動するので、温度が定まらなければ m の値も決められない。ところで decay heat は半減期の短い核種が共存するので、充填層の入口付近では非常に大きく、それ以後は急激に減少する (TABLE 12, Fig. 18)。本装置の場合は、種々の制約により発熱量の除去に限度があり、入口付近の充填層の温度は後段より高く設定しなければならない。もし充填層の温度が高くなれば、同一量の活性炭について delay time したがって decay heat が減少するため、どこかで釣合うことになる。

この場合、所定の delay time に対して上昇した温度に見合う量の活性炭を使用しなければならない。充填層温度が 5~50°C の範囲で m の値は TABLE 8 のようになり、これを図示すると Fig. 17 となる。

吸着塔全体の活性炭充填量は decay heat 発生量、冷却方式を考慮して算出することになる。

5 常温吸着塔における decay 状況

ヘリウム浄化系に流入する核分裂生成物は TABLE 5 に記載したとおり、種々の放射性同位元素が共存し、常温吸着塔内で崩壊する。

この decay 状況は後節の熱量計算に必要であるため、Xe について 20 日、Kr について 42 時間の delay がおこなわれる際の decay 状況を計算した。

TABLE 9 は Xe の decay 割合

TABLE 10 は Kr の decay 割合

また、TABLE 11 は、常温吸着塔の入口、delay 時間が、Xe について 10 日と 20 日、Kr について 21 時間と 42 時間経過したときの核分裂生成物量の推移を示す。

5.3 Decay heat

常温吸着装置では当然放射性の核分裂生成物による decay heat の処置を考えねばならない。

前記のように本装置に入るヘリウムには種々の放射性同位元素が共存し、それぞれその decay scheme により壊変し、同時に放射線の形でエネルギーを放射する。この放射量は吸着装置内で一様でなく、入口付近は非常に多い。したがって次の様な方法で計算した。

- 1) 全吸着装置を Xe の delay を基準として、11 ロの section に分割する。

TABLE 9 Xe-disintegration

Isotope	^{131}mXe	^{133}mXe	^{133}Xe	^{135}mXe	^{135}Xe
H. L.	12 d	2.3 d	5.27 d	15.3 m	9.2 h
$\frac{\lambda \text{hr}^{-1}}{t \text{ day}}$	2.40677×10^{-3}	1.25571×10^{-2}	5.48031×10^{-3}	2.718235	0.075342
0	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
0.5	0.9715	0.8605	0.9369	0.0383	0.4053
1	0.9439	0.7396	0.8768	0.0015	0.1640
2	0.8909	0.5470	0.7687	2.161×10^{-6}	0.0269
3	0.8409	0.4045	0.6740	—	0.0044
4	0.7937	0.2992	0.5910	—	7.233×10^{-4}
5	0.7492	0.2212	0.5182	—	1.186×10^{-4}
6	0.7071	0.1632	0.4543	—	1.946×10^{-5}
7	0.6674	0.1210	0.3983	—	3.191×10^{-6}
8	0.6300	0.0895	0.3492	—	—
9	0.5946	0.0662	0.3062	—	—
10	0.5612	0.0489	0.2685	—	—
11	0.5297	0.0362	0.2354	—	—
12	0.5000	0.0268	0.2064	—	—
13	0.4719	0.0198	0.1810	—	—
14	0.4455	0.0146	0.1587	—	—
15	0.4204	0.0108	0.1391	—	—
16	0.3969	8.009×10^{-3}	0.1220	—	—
17	0.3746	5.923 "	0.1069	—	—
18	0.3536	4.381 "	0.0938	—	—
19	0.3337	3.240 "	0.0822	—	—
20	0.3150	2.396 "	0.0721	—	—

TABLE 10 Kr-disintegration

Isotope	^{83}mKr	^{86}mKr	^{87}Kr	^{88}Kr
H. L.	1.9 h	4.4 h	1.3 h	2.8 h
$\frac{\lambda \text{hr}^{-1}}{t \text{ hr}}$	0.364816	0.157534	0.533192	0.247554
0	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
1.05	0.6818	0.8475	0.5713	0.7711
2.1	0.4648	0.7183	0.3264	0.5946
4.2	0.2161	0.5160	0.1065	0.3536
6.3	0.1004	0.3707	3.4766×10^{-2}	0.2102
8.4	4.665×10^{-2}	0.2663	1.1347 "	0.1250
10.5	2.169 "	0.1913	3.7031×10^{-3}	7.4322×10^{-2}
12.6	1.008 "	0.1374	1.2086 "	4.4194 "
14.7	4.687×10^{-3}	9.8692×10^{-2}	3.9446×10^{-4}	2.6278 "
16.8	2.176 "	7.0894 "	1.2874 "	1.5625 "
18.9	1.011 "	5.0925 "	4.2018×10^{-5}	9.2905×10^{-3}
21.0	4.707×10^{-4}	3.6580 "	1.3713 "	5.5241 "
31.5	1.021×10^{-5}	6.9962×10^{-3}	5.0780×10^{-8}	4.1054×10^{-4}
42.0	2.216×10^{-7}	1.3381 "	1.8804×10^{-10}	3.0512×10^{-5}

TABLE 11 F. P. passing through water-coold trap and their decay
total delay : Ke—20 d, Kr—42 hr

(mg/hr)

Isotope	H. L.	$t=0$	decay	$t = \frac{\text{Xe 10 d}}{\text{Kr 21 hr}}$	decay	$t = \frac{\text{Xe 20 d}}{\text{Kr 42 hr}}$
^{83}mKr	1.9 h	1.951	1.950	9.183×10^{-4}	9.179×10^{-4}	4.323×10^{-7}
^{83}Kr	S	0.673	—	2.623	—	2.624
^{84}Kr	S	4.860	—	4.860	—	4.860
^{85}mKr	4.4 h	4.676	4.505	0.1710	0.1647	6.257×10^{-3}
^{85}Kr	10.3 y	0.393	—	4.898	—	5.0627
^{86}Kr	S	10.044	—	10.044	—	10.044
^{87}Kr	1.3 h	3.776	3.776	5.178×10^{-5}	—	—
^{88}Kr	2.8 h	10.908	10.848	6.0257×10^{-2}	5.992×10^{-2}	3.328×10^{-4}
^{127}I	S	0.958	—	—	—	—
^{129}I	1.7×10^7 y	6.757	—	—	—	—
^{131}I	8 d	12.240	12.240	—	—	—
^{131}mXe	12 d	0.080	0.078	0.100	0.0439	0.0561
^{131}Xe	S	9.900	—	22.120	—	22.164
^{132}Xe	S	33.480	—	33.480	—	33.480
^{133}I	21 h	0.207	0.207	—	—	—
^{133}mXe	2.3 d	1.217	1.162	0.060	0.057	2.916×10^{-3}
^{133}Xe	5.27 d	49.320	37.075	13.609	9.997	3.669
^{134}Xe	S	60.480	—	60.480	—	60.480
^{135}mXe	15.3 m	11.700	11.700	—	—	—
^{135}Xe	9.2 h	35.964	47.664	—	—	—
^{136}Xe	S	50.832	—	50.832	—	50.832
Kr total		37.281	—	22.657	—	22.597
Xe total		252.973	—	180.681	—	170.684
I total		20.162	—	—	—	—
Total		310.416	—	203.338	—	193.281

2) 各核種の減衰率は TABLE 9, 10 参照。

Section No.	Xe delay (day)
1	0 ~ 0.5
2	0.5 ~ 1.0
3	1.0 ~ 2.0
4	2.0 ~ 3.0
5	3.0 ~ 4.0
6	4.0 ~ 5.0
7	5.0 ~ 6.0
8	6.0 ~ 7.0
9	7.0 ~ 8.0
10	8.0 ~ 9.0
11	9.0 ~ 10.0

3) 各核種の放射するエネルギーは [JAERI Memo

1272 高温ガス炉において炉の各部に蓄積する放射能]による。

4) 充填層内のエネルギー吸収による発熱量は

 β の 100 % } の合計とする。
 γ の 10 % }5) ^{88}Rb の decay は ^{88}Kr と同じとする。6) ^{131}mXe , ^{133}mXe , ^{133}Xe の流入量は入口においてそれぞれ前段の壊変が終了しているとして安全側に近似した。

7) I の decay は第 1 section 内でおこなわれるとする。

以上の様な計算の結果は TABLE 12 と Fig. 18 に示す。

また、各 section ごとの decay heat の積算値を TABLE 13 と Fig. 19 に示す。

TABLE 12 Total decay heat

Section \n	β		γ		$\beta+1/10\gamma$		$\beta+\gamma$	
	W	kcal/hr	W	kcal/hr	W	kcal/hr	W	kcal/hr
1	3912.9	3366.7	5613.1	4829.6	4474.2	3849.7	9526.0	8196.3
2	2017.4	1735.8	2383.5	2050.8	2255.8	1940.9	4400.9	3786.6
3	2167.6	1865.0	2663.8	2292.0	2434.0	2094.3	4831.4	4157.0
4	1114.4	958.9	1409.8	1213.0	1255.4	1080.2	2524.2	2171.9
5	652.3	561.2	819.6	705.2	734.3	631.8	1471.9	1266.4
6	407.1	350.3	498.5	428.9	457.0	393.2	905.6	779.2
7~11	726.0	624.7	800.8	689.0	806.1	693.6	1526.8	1313.7
Total	10997.7	9462.6	14189.1	12208.5	12416.8	10683.7	25186.8	21671.1

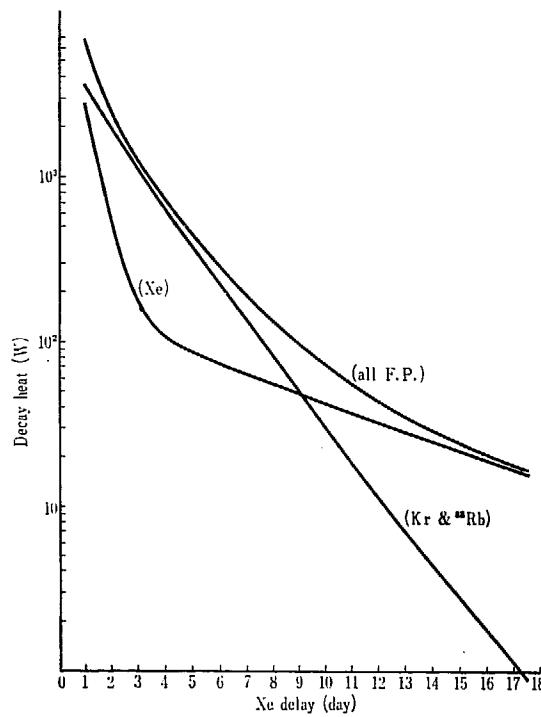


Fig. 18 Decay heat in the packed column versus delay time

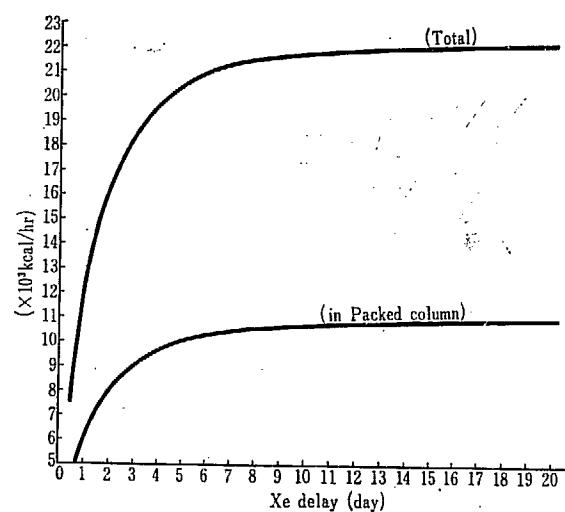
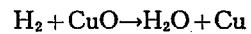
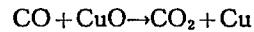


Fig. 19 Accumulated total decay heat and decay heat generating in packed column

5.4 高温精製装置

1 酸化条件

反応は次式に従うものとする。



反応温度については平衡関係からは制限は認められない (JAERI Memo 1148 参照)。

しかし、あまりに高温の場合は酸化銅の熱解離が起ること、接触時間をあまり長くはとれないことから、本設計では温度 400°C, SV = 30 hr⁻¹ と設定した。

2 酸化銅組成

市販酸化銅は完全な CuO でなく Cu₂O, Cu の混合物である。しかし、このように低級酸化物が共存するほうが前記熱解離による酸素の放出がないので、本装置の目的にはむしろ適していると考えられる。故に本

TABLE 13 Accumulated decay heat

q \ n	Decay heat in packed column		Total decay heat $\beta+1/10\gamma$ (kcal/hr)
	β	γ	
0~1	3849.7		8196.3
0~2	5790.6		11982.9
0~3	7884.9		16139.9
0~4	8965.1		18311.8
0~5	9596.9		19578.2
0~6	9990.1		20357.4
0~11	10683.7		21671.1

設計では還元された銅を装置内で酸化再生する際、銅の酸化が進み過ぎない様に注意しなければならない。

市販品の性状の一例は下表のとおり。

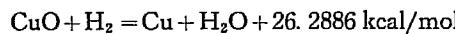
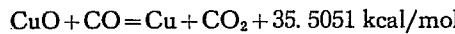
成 分	wt%	密 度	6.18
CuO	22.1	充填密度	1.5
Cu ₂ O	75.1	空 隙 率	75%
Cu	2.8		
計	100.0		

3 酸化反応による発熱量

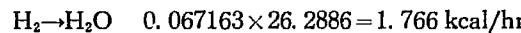
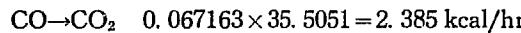
関係する物質の生成エンタルピーは下表のとおり。

	生成熱(25°C) (kcal/mol)	Cp (cal/mol°K)	ΔH _f (400°C) (kcal/mol)
CO	-26.4157	7.1756	-23.7248
CO ₂	-94.0518	10.3025	-90.1884
H ₂	0	6.9802	2.6176
H ₂ O	-57.7979	8.4490	-54.6295
Cu	0	6.1501	2.3063
CuO	-33.0	11.5940	-28.6522

したがって 400°C における反応熱は



故に

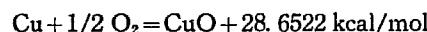


$$\text{計} \quad 4.151 \text{ kcal/hr}$$

4 酸化銅の再生

所定時間(例えば 4,000 hr) 使用した酸化銅を装置内で酸化再生する場合、装置構成材料(400°C, 常用圧力 30 kg/cm² の金属管)上の制限より再生温度を高くすることはできない。したがって、酸化再生も稼動時と同様 400°C で長時間かけておこなうことになる。

その場合の反応熱は前項の表より



稼動 1 時間当たりの Cu 生成量は、0.134326 mol のため、稼動 4,000 時間では

$$0.1343 \times 4,000 = 537.3 \text{ mol}$$

発熱量

$$28.65 \times 0.1343 \times 4,000 = 15,396 \text{ kcal}$$

5.5 低温精製装置

1 流入する核分裂生成物の量

常温吸着塔の操業条件(冷却水、温度等)により、放射性の核分裂生成物の量は変動する。しかし、delay 期間が例えば Xe について 10 日から 20 日にまで変化しても Xe 全体あるいは Kr 全体については、安定核種がきわめて多量であるのではほとんど変化しない。

その間の模様は TABLE 11 のとおりであるが、設計計算には delay 時間を Xe について 10 日とした時の値を採用した。

2 水分と炭酸ガス

流入量は TABLE 6 の水素、一酸化炭素が完全に酸化されると、

$$\text{H}_2\text{O} \quad 0.0672 \text{ mol/hr}$$

$$\text{CO}_2 \quad 0.07346 \text{ mol/hr}$$

となる。

3 Cold trap に蓄積する放射能

Cold trap に吸着された Kr, Xe のうち放射能をもつものは蓄積量に比例して崩壊量が増加し、流入量と崩壊量が等しくなって平衡状態になる。この関係は次式で表現される。

$$A = \frac{a}{\lambda} (1 - e^{-\lambda t})$$

$t = \infty$ ならば

$$A_\infty = \frac{a}{\lambda}$$

a : 単位時間中の流入量

A : 吸着開始より t 時間後の蓄積量

A_∞ : 平衡状態での蓄積量

$$\therefore \frac{A}{A_\infty} = 1 - e^{-\lambda t} = 1 - e^{-\frac{t}{\tau} \ln 2}$$

吸着開始より半減期に等しい時間が経過すると

$$\frac{A_\tau}{A_\infty} = 1 - \frac{1}{2} = \frac{1}{2}$$

すなわち、半減期と等しい経過時間で平衡吸着量の 1/2 が蓄積するし、次の半減期と等しい経過時間で残りの 1/2 量が吸着される。このことは cold trap に流入する F.P. の量が増減すれば trap 内の放射能もそれに応じて短時間に増減することになる。これにより計算した蓄積量を TABLE 14 に示す。

また、⁸⁵Kr (H.L. = 10.3 y) 以外の核種についてその蓄積量により cold trap の再生周期を変えることは無意味である。

4 Cold trap の活性炭所要量

Cold trap における活性炭の吸着能と、連続使用時間に対する所要量について考察する。

Cold trap に活性炭を充填したカラム、ヘリウムをキャリヤーガスとみなして、クリプトンについての破

TABLE 14 Equi. radioactivity in cold trap (Delay time before cold trap, Xe : 10 d, Kr : 21 hr)

Isotope	H. L.	1/λ (hr)	Inflow (mg/hr)	Equi. mass (mg)	Specific radioactivity (c/mg)	Equi. radioactivity (c)
^{83m} Kr	1.9 h	2.741	9.183 × 10 ⁻⁴	2.517 × 10 ⁻³	1.989 × 10 ⁴	50.051
^{85m} Kr	4.4 h	6.348	0.171	1.086	8.385 × 10 ³	9.102 × 10 ³
⁸⁵ Kr	10.3 y	—	4.898	—	0.4089	1.380 × 10 ³
⁸⁷ Kr	1.3 h	1.876	5.178 × 10 ⁻⁵	9.714 × 10 ⁻⁵	2.773 × 10 ⁴	2.694
⁸⁸ Kr	2.8 h	4.040	6.026 × 10 ⁻²	2.434 × 10 ⁻¹	1.273 × 10 ⁴	3.098 × 10 ³
⁸⁸ Rb	—	—	6.026 × 10 ⁻²	—	—	3.098 × 10 ³
^{131m} Xe	12 d	451.5	0.100	45.150	83.117	3.753 × 10 ³
^{133m} Xe	2.3 d	79.64	0.060	4.778	427.131	2.041 × 10 ³
¹³³ Xe	5.27 d	182.47	13.609	2483.323	186.414	462.909 × 10 ³

For ⁸⁵Kr value after 100 days

過時間 t_b が最大連続使用時間であると考えることができる。

この場合、「5.2 常温吸着塔」の場合使用した式

$$m = \frac{F \cdot t_{\max}}{K}$$

において t_b と t_{\max} との関係は、 $0.5 < t_b/t_{\max} < 1$ とみても K の値として採用すべき適当な値が見当らない。もし 5.2.2 の K についての実験式を使用して外挿すると、80°K で K の値は

$$\text{Kr} : K = 1.34 \times 10^{13}$$

$$\text{Xe} : K = 1.04 \times 10^{16}$$

となり、Kr について $m=1\text{ g}$ の場合の t_{\max} を試算すると

$$t_{\max} = 1.076 \times 10^3 \text{ y}$$

となり、上記実験式が適用できないことがわかる。

したがって、本設計では静的な平衡吸着関係から活性炭所要量を算出することにする。

液室の蒸発温度付近における活性炭の Kr, Xe の平衡吸着量は、次表の様なデーターがあるので 0.5 g/g とし、cold trap の設計では吸着部が固定床型となるので、約 10 倍の安全率をみて、充填量を決定する。

コロンビア CXA の吸着量

	濃度または分圧	活性炭 1 g の吸着量
Kr	0.0012%	0.999 g
Xe	1.5 μHg	0.80 g

(at -183°C)

TABLE 15 Decay heat in cold trap (Delay time before cold trap, Xe : 10 d, Kr : 21 hr)

Isotope	mg	β		γ		β+1/10 γ		β+γ	
		W	kcal/hr	W	kcal/hr	W	kcal/hr	W	kcal/hr
^{83m} Kr	9.183 × 10 ⁻⁴	0	0	1.1571 × 10 ⁻³	0.0010	1.1571 × 10 ⁻⁴	0.9956 × 10 ⁻⁴	1.1571 × 10 ⁻³	0.0010
^{85m} Kr	0.1710	11.1321	9.5783	8.9946	7.7391	12.0316	10.3522	20.1267	17.3174
⁸⁷ Kr	5.178 × 10 ⁻⁵	1.3981 × 10 ⁻²	0.0120	1.6104 × 10 ⁻²	0.0140	1.5591 × 10 ⁻²	0.0134	3.0085 × 10 ⁻²	0.0259
⁸⁸ Kr	6.0257 × 10 ⁻²	5.6461	4.8580	32.7798	28.2044	8.9241	7.6785	38.4259	33.0624
⁸⁸ Rb	6.0257 × 10 ⁻²	26.4709	22.7761	11.8104	10.1619	27.6519	23.7923	38.2813	32.9380
Sub-total	0.2925	43.2631	37.2244	53.6021	46.1203	48.6233	41.8364	96.8652	83.3447
^{131m} Xe	0.100	0	0	3.1200	2.6851	0.3120	0.2685	3.1200	2.6851
^{133m} Xe	0.060	0	0	2.6040	2.2405	0.2604	0.2241	2.6040	2.2405
¹³³ Xe	13.609	295.5315	254.3344	206.8568	178.0210	316.2172	272.1365	502.3883	432.3554
Sub-total	13.769	295.5315	254.3344	212.5808	182.9466	316.7896	272.6291	508.1123	437.2810
Total	14.0615	338.7946	291.5588	266.1829	229.0669	365.4129	314.4655	604.9775	520.6257

5 Cold trap 内の decay heat

常温吸着装置で Xe について10日の delay がおこなわれるとして、cold trap で発生する熱量を算出すると TABLE 15 となる。活性炭充填層内の発熱量は $\beta + 1/10\gamma$ として 315 kcal/hr、また液室の発熱量は $\beta + \gamma$ の総和 521 kcal/hr であるが操業条件（放射性核種の流入量）の変動を考慮して充填層内 350 kcal/hr、全発熱 600 kcal/hr を設計に使用する。

6 不純物の物性値

ヘリウムが液室の沸点近くまで冷却される間に不純物中の水、炭酸ガスはほとんど全部霜となり熱交換器の器壁に付着する。ただし Kr, Xe は気相に留まる。

(JAERI Memo 1148 参照),

5.6 ヘリウムの物性値 (at 30 atm ab)

ヘリウムの物性値として使用したものは GA-1355 以外には R. B. Scott; "Cryogenic Engineering" より採用した。

参考資料

- 1) JAERI Memo 1272 高温ガス炉において炉の各部に蓄積する放射能
- 2) ヘリウムの物性
- 3) 燃料要素の構造 原-8 (62-10-24)

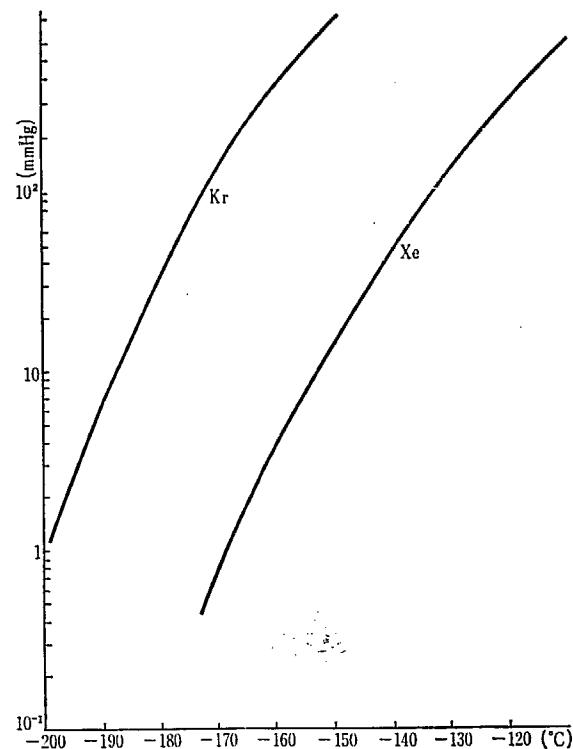


Fig. 20 Vapour pressure of Kr and Xe

- 4) 炉内の γ 热と中性子
- 5) ヘリウムガス中のクリプトン、ゼノンの分離 (2 A13)
- 6) 文献 K-m 2 件
- 7) 文献 充填層内伝熱 2 件

6 建 設 費

総括表

区分	装置名	金額(千円)	備考
主要装置	常温吸着装置	49,000	3系列(2系列常時運転)
	高温精製装置	33,000	2系列(1系列常時運転)
	低温精製装置	27,200	2系列(1系列常時運転)
	小計	109,200	
	常温吸着バイパス系	11,700	
	高温精製再生系	100	1系列
	低温精製再生系	10,200	
	低温精製汚染ガス処理系	15,800	
	液体窒素製造系	41,500	
	小計	79,300	
試験機器	計装	21,200	
	試験機器	10,300	
	配管、配線、パネル工事	10,000	
	小計	41,500	
	合計	230,000	
付帯設備	一般用水系	5,800	新水タンク、ヘッドタンク、揚水ポンプ、配管
	冷凍装置系	11,400	アンモニア冷凍機、ブライン装置、液安貯槽
	冷水供給系	2,800	ヘッドタンク、供給ポンプ、循環水ポンプ
	小計	20,000	
	電気関係	10,000	
	土建関係	12,000	
	合計	42,000	
工事諸掛費		14,000	建設費の約5%
総計		286,000	

6.1 主要設備

1 主要装置

	機器名	基数	金額(千円)	備考
常温吸着装置	予冷器	3基	2,700	材質 SUS
	吸着塔	9基	41,000	材質 SUS 各系列のフィルターを含む
	配管	1式	5,000	材質 SUS He主配管,弁類 水系配管を含む
	その他		300	保冷工事等を含む
	小計		49,000	
高温精製装置	熱交換器	2基	9,000	材質 SUS 多管式
	予熱器	2基	6,000	材質 SUS 炭化珪素発熱装置を含む
	反応炉	2基	13,600	材質 SUS CuO触媒 保温用電熱を含む ストレーナーを含む
	配管	1式	4,000	材質 SUS He主配管,弁類
	その他		400	保温工事等
低温精製装置	小計		33,000	
	予冷器	2基	1,400	材質 SUS
	第1熱交換器	2基	6,000	材質 SUS
	第2熱交換器	2基	9,200	材質 SUS
	液室冷却部	2基	3,000	材質 SUS 吸着筒,吸着筒前後,冷却器,液室部を含む
	配管		3,000	He主配管,弁類
	その他		4,600	材質 SS 41 筐体,フィルター 保冷工事を含む
常温吸着系	小計		27,200	

2 準助装置

	機器名	基数	金額(千円)	備考
常温吸着系	予冷器	1基	700	材質 SUS 水冷式
	乾燥器	3基	9,000	材質 SUS 常温吸着塔と同様
	その他		2,000	He主配管,弁類 冷却水管を含む
	小計		11,700	

高温精製再生系	空気プロワ	1基	50	1 Nm ³ /hr ルーツ
	その他		50	空気配管 乾燥器,ストレーナーを含む
	小計		100	
低温精製再生系	窒素循環プロワー	2基	2,800	150Nm ³ /hr ルーツ
	窒素加温器	2基	2,400	材質 SUS 温水加温 加温電熱器を含む
	その他		5,000	He配管,各種弁類 N ₂ 配管
	小計		10,200	
	汚染ヘリウムホルダー	1基	4,300	材質 SS 41 内容 5 m ³ 高圧ホルダー
低温精製汚染ガス処理系	圧縮機	2基	5,000	50 Nm ³ /hr 150 kg/cm ²
	配管		5,000	材質一部 SUS 汚染ヘリウム配管 弁類
	その他		1,500	材質 SUS, SS ドレンタンク 2基 高压汚染ガス容器 60 l × 5本
	小計		15,800	
	窒素ガスホルダー	2基	10,000	300m ³ 乾式
液体窒素製造装置系	液化機	2基	25,000	35 l/hr フリップス 乾燥器を含む
	液室貯槽	1基	1,500	200 l 球型
	液室ポンプ	2基	1,000	35 l hr 液室調整タンク 2基を含む
	配管		4,000	液室配管 窒素ガス配管
	小計		41,500	

6.2 計装および試験機器

1 計装

機器名	基数	金額(千円)	備考
温度記録(警報)計	7基	3,000	発信器を含む 以下同じ
温度調節計	4基	1,600	
圧力記録(警報)計	3基	5,600	
差圧記録計	1基	2,000	
圧力指示計	1基	—	ブルドン管圧力計,管制盤工事に含む
流量記録計	4基	2,400	

流量積算指示計	2基	1,800	
流量指示計	3基	3,800	
液面記録(警報)計	2基	1,000	
小計		21,200	
据付工事	1式	10,000	配線、配管 管制盤工事 その他
合計		31,200	

2 試験機器

機器名	基数	金額(千円)	備考
シンチレーションカウンター	1式	6,000	サンブルタップ 12ヶ所
ガスクロマトグラフ		2,800	低温試料採取器
ヘリウム検知器		1,500	
合計		10,300	

6.3 付帯設備

機器名	基数	金額(千円)	備考
一般用水系	新水タンク	1基	2,000 100Tタンク 塩ビライニング
	揚水ポンプ	2基	2,000 80T/hr 40HP
	ヘッドタンク	1基	700 6Tタンク 塩ビライニング
	排水タンク	2基	600 4Tタンク
	配管・その他		500
	小計		5,800
冷凍装置系	アンモニア圧縮機	2基	5,000 80,000 kcal/hr 75HP
	凝縮器	1基	2,000 穫型多管式
	ブライン装置	1基	3,000
	液安タンク	1基	1,000 2T
	配管・その他		400
	小計		11,400
冷水供給系	ヘッドタンク	1基	800 4Tタンク 塩ビライニング
	冷水供給ポンプ	2基	600 8T/hr 4HP
	循環水ポンプ	2基	400 8T/hr 2HP
	排水タンク		600
	配管・その他		400
	小計		2,800

電気関係	受配電	1式	6,000	主rans 300kW, 高圧, 低圧受配電設備
	配線	1式	4,000	銅帯ケーブル その他配線
	小計		10,000	
土建関係	基礎	1式	12,000	
	架台	1式		
	小計		12,000	

(註) 建設費の算定について

1. 本装置の設置場所、設置様式等の立地条件については、今回明確な設定を得るにいたらなかったため、各装置および主要機器の配置を決定することなしに建設費の算定をおこなった。したがって、各装置間の配管、電気配線、計器配線配管、装置架台、装置基礎は次のとおり仮想して建設費に算入した。

A. 配管

① He配管

常温吸着装置	13φ	50m	SUS
高温精製装置	20φ	30m	SUS
低温精製装置	11φ	20m	SUS
常温バイパス系	13φ	15m	SUS
低温精製再生系	20φ	200m	SUS

ただし窒素配管を含む。
低温精製汚染ガス処理系

20φ 200m SS一部 SUS

② 液体窒素配管

30φ 100m SUS

③ 窒素ガス配管

100φ 100m

B. 電気配線

銅帯ケーブル、一般配線として 400 万円。

C. 計器配線、配管

管制盤工事を含み、1,000 万円を見込んだ。

D. 装置基礎

常温吸着装置	コンクリート	45 m ³
高温精製装置	コンクリート	30 m ³
低温精製装置	コンクリート	20 m ³
付帯設備関係	コンクリート	300 m ³

E. 装置架台

鋼材 20T

2. 建設費に算入されていないものは次のとおりである。
- A. 整地
 - B. 排水溝
 - C. 建家
 - D. 什器・備品
 - E. ヘリウムガス受入設備
 - F. 液体窒素受入設備
 - G. 汚染物、大気放出処理設備

7 運転経費

7.1 ユーティリティーズ

電 力 170 kW (常時)

冷却用水 (30°C) 76T (常時)

(低温冷却水循環 8 T/hr)

1 電力バランス

(1) 高温精製装置関係

機器名	基數	使用時電圧 (V)	設備動力 (kW)	最大動力 (kW)	備考
予熱器	2	220	40	20	常時 6kW
反応炉	2	220	10	5	常時 5kW
空気プロワ	1	220	1	1	

(2) 低温精製装置関係

機器名	基數	使用時電圧 (V)	設備動力 (kW)	最大動力 (kW)	備考
ヘリウム圧縮機	2	3,300	70	35	
窒素液化器	2	3,300	120	60	常時 60kW
液窒ポンプ	2	220	3	1.5	常時 1.5kW
窒素加温器	2	220	10	5	
窒素循環プロワー	2	220	30	15	

(3) 付帯設備関係

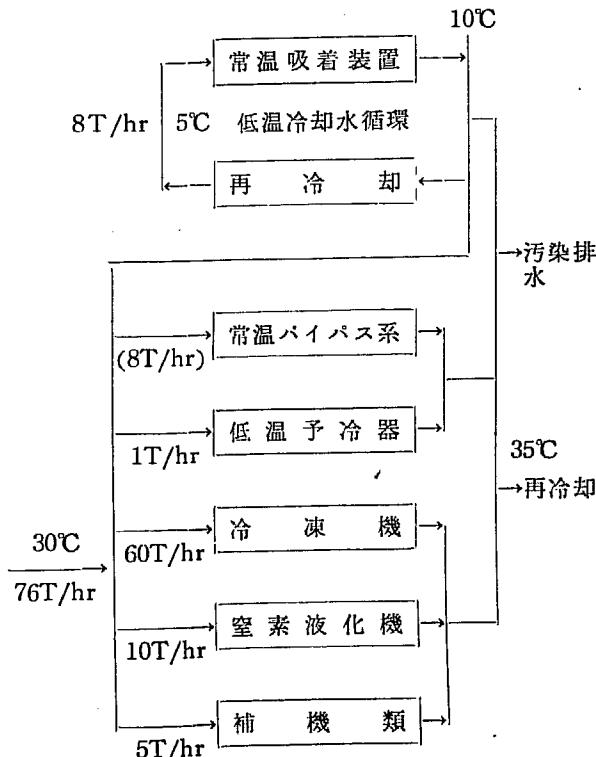
機器名	基數	使用時電圧 (V)	設備動力 (kW)	最大動力 (kW)	備考
アンモニア圧縮機	2	3,300	120	60	常時 60kW
揚水ポンプ	2	220	60	30	常時 30kW
循環水ポンプ	2	220	3	1.5	常時 1.5kW
冷水供給ポンプ	2	220	6	3	常時 3 kW

(4) 動力合計

使用時電圧 (V)	設備動力 (kW)	常時使用電力 (kW)
3,300	310	120

220	163	47
100	3	3
合 計	476	170

2 用水バランス



7.2 年間操業経費 (次頁の表参照)

1 算定基礎

(1) ヘリウム使用量

排出量

高温装置関係

$$5.2 \text{ kg} \times 2 = 10.4 \approx 10 \text{ kg}$$

低温装置関係

$$9.2 \text{ kg} \times 4 = 37 \text{ kg}$$

合 計 47 kg (263 Nm³)

ページ量

高温装置関係

$$15 \text{ m}^3 \times 2 = 30 \text{ Nm}^3$$

支出要素	単価	所要量	金額(千円)	備考
消耗費	ヘリウム	3,000 円	341 m ³	1,030
	液窒	100 円	8,000 l	800
	乾燥剤	5,000 円	200 kg	1,000
	動力	5.20 円	(1,500 MWH)	(7,800)
	その他			2,400
	小計			5,230
人件費			(20,600)	
減価償却			14,300	20年定額
修理費			11,440	
試験費			6,000	50万円/月
雑費			1,200	10万円/月
金利			17,160	
合	計		55,330 (83,730)	動力費、人件費を含む

(1) 低温装置関係

$$12 \text{ m}^3 \times 4 = 48 \text{ Nm}^3$$

$$\text{合計 } 78 \text{ Nm}^3$$

$$\text{年間所要量 } 341 \text{ Nm}^3$$

$$\text{所要金額 } 3,000 \text{ 円} \times 341 = 1,030 \text{ 千円}$$

(2) 液窒使用量

$$\text{液窒循環量 } 31 \text{ l/hr} (20 \text{ Nm}^3/\text{hr})$$

$$\text{漏洩損失 } 3\% \text{ として } 1 \text{ l hr} (\text{液窒})$$

$$\text{年間処理量 } 1 \text{ l} \times 8000 \text{ hr} = 8 \text{ m}^3$$

$$\text{所要金額 } 100 \text{ 円} \times 8000 \text{ l} = 800 \text{ 千円}$$

(3) 乾燥剤

年間使用量

常温吸着バイパス系以外を年間平均1回取り替えるものとする。

$$200 \text{ kg} \times 1 = 200 \text{ kg}$$

$$\text{所要金額 } 5,000 \text{ 円} \times 200 = 1,000 \text{ 千円}$$

(4) 動力

$$\text{常時 } 170 \text{ kW}$$

$$\text{年間使用量 } 170 \text{ kW} \times 24 \times 365 = 1,489,200$$

$$\text{kW hr} \approx 1,500 \text{ MWH}$$

$$\text{所要金額 } 5.20 \text{ 円} \times 1,500,000 = 7,800 \text{ 千円}$$

(5) その他

潤滑油、チャート紙等の消耗品 200千円/月

$$200 \text{ 千円} \times 12 = 2,400 \text{ 千円}$$

(6) 人件費

所要人員

技術者	常日勤	3名
	交替勤務	8名 (2名×4)
作業員	常日勤	4名
	交替勤務	12名 (3名×4)

所要人件費

技術者	100万円×11=11,000千円
作業員	60万円×16= 9,600千円
計	20,600千円

(7) 減価償却

20年定額償却残存0とする。

$$286,000 \text{ 千円} \times 1/20 = 14,300 \text{ 千円}$$

(8) 修理費

総建設費 286,000千円の4%として
年 11,440千円

(9) 試験費

月間 500千円として 年 6,000千円

(10) 雜費

月間 100千円として 年 1,200千円

(11) 金利

総建設費の6% 年 17,160千円