E. I. E. R.
Bibliothèque
OUAGADOUGOU

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES 2001

Présenté par :

KANTE Issiaka

Bilan froid de l'usine BRAKINA de la ville de Bobo-Dioulasso

E. I. E. R.
Enregistré à l'Arrivée
le 10 JUIL. 2001.
434.01

MENTION :

Encadrement
Y. COULIBALY

SOMMAIRE

DEDICACE
REMERCIEMENTS
RESUME 2
SIGLES ET ABREVIATIONS 3
INTRODUCTION 4
I-PRESENTATION DE LA BRAKINA-BOBO 5
II-GENERALITES 6
II.1 DANS QUEL BUT ON PRODUIT LE FROID A LA BRAKINA-BOBO 7
II.2 POURQUOI LE BILAN FROID 8
II.3 DESCRIPTION DU LOGICIEL CoolPack 8
III-DESCRIPTION DES POSTES DE PRODUCTION ET DE CONSOMMATION DU FROID 8
III.1 DESCRIPTION DES POSTES DE PRODUCTION DE FROID 9
III.2 DESCRIPTION DES POSTES DE CONSOMMATION DE FROID 10
III.2.1 GROUPE BIERE 10
III.2.2 GROUPE BOISSONS GAZEUSES (BG) 12
III.2.3 GROUPE FABRIQUE DE GLACE 12
IV COLLECTE DES DONNEES ; MESURES ; CALCULS 14
IV.1 AU NIVEAU DES POSTES DE PRODUCTION DE FROID 14
IV.1.1 Froid pour le groupe Bière et Boissons gazeuses 15
IV.1.2 Froid pour la fabrique de glace 15
IV.2 AU NIVEAU DES POSTES DE CONSOMMATION DE FROID 15
IV.2.1 GROUPE BIERE 18
IV.2.2 GROUPE BOISSONS GAZEUSES 20
IV.2.3 LOCAUX CLIMATISES PAR LA BOUCLE D'EAU GLYCOLEE 20
IV.2.4 FABRIQUE DE GLACE 29
V-SYNTHESE ET ANALYSE DES RESULTATS 31
V.1 AU NIVEAU DE LA PRODUCTION DU FROID 33
V.2 AU NIVEAU DE LA CONSOMMATION DU FROID 37
V.2 1 Récapitulatif poste par poste 37
V.2 2 Récapitulatif par groupe de consommation 39
VI RECOMMANDATIONS,SUGGESTIONS ,PROPOSITIONS D'AMELIORATION 39
CONCLUSION 40
BIBLIOGRAPHIE 41
ANNEXES 2
ANNEXE I: CARACTÉRISTIQUES DES GROUPES FRIGORIFIQUES 3
ANNEXE II : SYNTHESE DES MESURES EFFECTUEES SUR LES GROUPES FRIGORIFIQUES 44
ANNEXE III : SYNTHESE DES MESURES EFFECTUEES SUR LES POSTES DE CONSOMMATION DU FROID 45
ANNEXE IV: RESULTATS DES CALCULS PAR LE LOGICIEL COOL PACK 48
ANNEXE V: SCHEMA D' UN TOD AVEC SES CARACTERISTIQUES 51
ANNEXE VI: GRAPHIQUE DU CYCLE DE LA FERMENTATION 53
ANNEXE VII : CARACTERISTIQUES DE LA SAUMURE (CaCl2) ET DE L' EAU GLYCOLEE UTILISEES A LA BRAKINA DE BOBO 66
ANNEXE VIII : GRAPHIQUE COMPARATIF DES POSTE DE CONSOMMATION DU FROID 70
ANNEXE IX : FICHES DE MESURES POUR LES GROUPES FRIGORIFIQUES 72
TABLEAUX 73
TABLEAU I : REFROIDISSEMENT DU MOUT 74
TABLEAU II : REFROIDISSEMENT DE LA BIERE FERMENTEE A L'ENTREE DU FILTRE 76
TABLEAU III : REFROIDISSEMENT DE LA BIERE FILTREE A L'ENTREE DE LA SOUTIREUSE BIERE 77
TABLEAU IV : REFROIDISSEMENT DU SIROP BRUT DE BG 78
TABLEAU V : REFROIDISSEMENT DE L' EAU A AJOUTER AU SIROP FINI DE BG 78
..... 79
..... 80

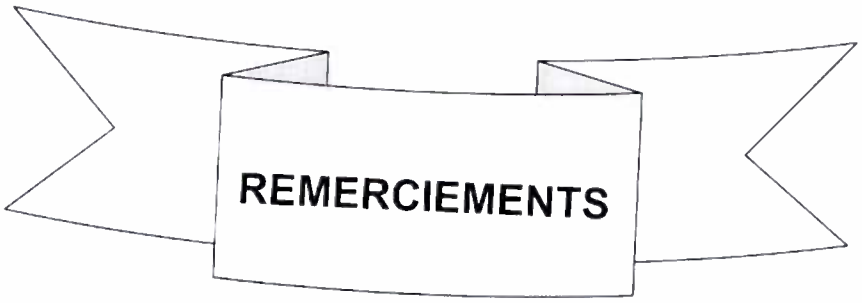
DEDICACE

Je dédie ce mémoire à :

- Ma grand mère **KINDO BINTOU** qui m'a toujours consolé et redonné la joie de vivre
- Ma tendre mère **ZONON SAFOURA** qui m'a fait voir le jour et guidé mes pas dans ce monde incertain
- Mon vaillant père **KANTE BAKARI** qui depuis mon enfance m'a inculqué l'amour du travail, de l'honnêteté et de la culture de l'excellence
- Mes frères et sœurs qui m'ont toujours témoigné leur soutien
- La famille **GUITTI**
- La famille **ZONON**
- La famille **BOCOUM YIDA**
- M et MM **KARAMA**
- M et MM **ALY**

- Feu TOURE HAMA OUMAR qui fut mon encadreur coté BRAKINA pour ce mémoire mais qui est décédé au moment même ou je faisais le travail de terrain avec lui, Paix à son âme

- Tous mes ami(e)s



La réalisation de ce mémoire de fin d'études a été possible grâce a la collaboration de plusieurs personnes à qui j'exprime ma profonde gratitude.

Je tiens tout particulièrement à remercier M YEZOUMA COULIBALY chef du département Infrastructures, Energie et Génie Sanitaire de l'EIER, mon directeur de mémoire et à M BAMBARA M. LEONCE, chef d'exploitation de BRAKINA Bobo, pour avoir tous tant contribué au bon déroulement de ce mémoire et m'avoir tant montré leur disponibilité.

Je remercie également la direction et l'ensemble des agents de l'EIER.

Nous est-il possible d'oublier le personnel de la direction, du service technique et du laboratoire de BRAKINA Bobo ? Certainement pas !

Qu'ils trouvent tous ici l'expression de notre profonde reconnaissance.

KANTE Issiaka

RESUME

La BRAKINA est une société industrielle de production et de commercialisation de la bière, des boissons gazeuses, de la glace hydrique et de l'eau minérale. L'utilisation du froid aussi bien dans le process de fabrication que de la conservation de la bière, des boissons gazeuses et de la glace hydrique est incontournable. Sa production se fait au niveau de la BRAKINA par l'intermédiaire de machines frigorifiques à compression d'un gaz liquéfiable. L'objectif du bilan froid d'une usine comme celle de BOBO Dioulasso est de déterminer la production frigorifique réelle des installations assurant ce rôle, celle ci devra être comparée au cumul des consommations de froid au niveau des différents récepteurs de froid afin de faire une analyse critique des conditions de production et d'utilisation actuelle du froid au sain de cette unité .

L'étude menée sur les groupes frigorifiques et les postes de consommation de froid au sein de l'usine de BOBO Dioulasso montre que la production frigorifique est suffisante pour assurer la demande en froid. Toute fois, lorsque l'ensemble des postes de consommation de froid sont en activité simultanément, le niveau de froid diminue considérablement pour chaque récepteur à cause du refroidisseur de moût qui represente à lui seul plus de 44% de la consommation totale.

Ce qui justifierait l'installation d'une bâche à eau glycolée spécialement pour le refroidisseur du moût, dont la capacité devrait permettre le stockage du volume total nécessaire pour le refroidissement du moût. En outre ce bilan fait ressortir l'insuffisance des appareils de mesure et de contrôle sur les installations frigorifiques de l'usine, ce qui rend difficile le suivi des paramètres de référence qui traduisent le bon fonctionnement ou non des groupes .

SIGLES ET ABREVIATIONS

EIER : Ecole Inter-Etats d' Ingénieurs de l' Equipement Rural

BRAKINA : Société des Brasseries du BURKINA FASO

BOBO : BOBO-Dioulasso

TOD : Tank Out Door

TBF : Tank de Bière Filtrée

INTRODUCTION

BRAKINA Bobo est une société industrielle de production et de commercialisation essentiellement de bière, de boissons gazeuses et d'eau minérale. A tous les maillons de la production, l'utilisation du froid tient une place importante car elle permet de conserver les produits à une certaine température qui évite l'altération de ceux ci. Cette utilisation du froid se fait surtout par l'intermédiaire d'échangeurs de chaleur.

Vu l'importance du froid dans cette usine, il est nécessaire d'avoir une idée sur la capacité réelle de production de froid de l'usine de Bobo et savoir si celle-ci permet de satisfaire la demande au niveau des différents postes récepteurs .
C'est dans cette optique qu'a été sollicité cette étude sur le « BILAN FROID DE L'USINE BRAKINA DE BOBO »

.

Après une présentation de l'exploitation de Bobo suivit de quelques généralités relatifs au froid, nous ferons une description des postes de production et consommation du froid. Ensuite nous ferons le bilan froid proprement dit des installations avant de formuler quelques recommandations.

I-PRESENTATION DE LA BRAKINA-BOBO

La société des brasseries du Burkina Faso (**BRAKINA**) est une société anonyme au capital social de 2 milliards 530 millions 20 mille FCFA dont le siège social est à Ouagadougou.

Elle a pour vocation principale la fabrication de la bière et pour vocation secondaire la fabrication de boissons gazeuses, d'eau minérale et de la glace alimentaire.

Elle est constituée de deux entités situées l'une à Ouagadougou et l'autre à Bobo Dioulasso.

Notre étude porte sur l'usine BRAKINA de la ville de Bobo Dioulasso située à 360 kilomètres de la capitale Ouagadougou.
L'exploitation de Bobo Dioulasso est implantée dans la zone industrielle au N° 380 de l'avenue de l'indépendance au secteur N° 19 de l'arrondissement de Konsa de la dite ville.

Les différentes activités de BRAKINA-Bobo sont :

- la fabrication et l'embouteillage de la bière
- la fabrication et l'embouteillage des boissons gazeuses
- la production et le conditionnement de l'eau minérale
- la fabrication de la glace

Les principaux produits de BRAKINA-Bobo sont :

Bière	: BRAKINA, SOBBRA
Boissons gazeuses	: SPRITE, COCA COLA, FANTA ORANGE, FANTA CITRON, TONIC COCA
Eau minérale	: LAFI
GLACE	: PAINS DE GLACE ALIMENTAIRE DE 25 KG

BRAKINA Bobo est constitué de trois grands services : le service technique, le service comptable et le service commercial tous dirigés par le chef d'exploitation de Bobo.

II-GENERALITES

II.1 DANS QUEL BUT ON PRODUIT LE FROID A LA BRAKINA-BOBO

Lorsqu'on absorbe de la chaleur contenue dans un milieu, on y produit du froid.
Comme dans toute autre brasserie, à la BRAKINA BOBO la production du froid tient une place importante et est destinée aux usages suivants :

- **AU NIVEAU DU GROUPE BIERE** (Fabrication et embouteillage)
  - le refroidissement du moût venant du brassage
  - le refroidissement des tanks de fermentation et de garde (TOD = Tank Out Door)
  - le refroidissement du mout fermenté (bière non filtrée) avant la filtration
  - le refroidissement des tanks de bière filtrée (TBF)
  - le refroidissement de la bière filtrée avant soutirage
  - la climatisation de certains locaux

- **AU NIVEAU DU GROUPE BOISSONS GAZEUSES(BG)**
  - le refroidissement du sirop brut filtré de BG
  - le refroidissement de l'eau qui devra être ajouté au sirop fini de BG
  - la climatisation de certains locaux

- **AU NIVEAU DU GROUPE FABRIQUE DE GLACE**
  - La production de frigories pour la fabrication de la glace

II.2 POURQUOI LE BILAN FROID

L'établissement du bilan froid de l'usine BRAKINA-Bobo a pour objet :
- de quantifier dans les conditions actuelles de fonctionnement des installations la production frigorifique de l'ensemble des postes de production de froid
- de quantifier la consommation de froid au niveau des différents postes récepteurs de froid
- de comparer la consommation totale de froid de l'ensemble des récepteurs à la production frigorifique disponible
- de comparer les consommations de froid au niveau des différents postes récepteurs
- de savoir si la production et la consommation de froid se font de manière rationnelle
- de décrire tous les postes de production de froid avec leurs caractéristiques
- de décrire tous les postes de consommation de froid avec leurs caractéristiques

Nous proposons d'analyser les installations de la BRAKINA à l'aide d'un logiciel de froid CoolPack

II.3 DESCRIPTION DU LOGICIEL CoolPack

Le logiciel de froid CoolPack est un ensemble d'outils pour les calculs en réfrigération. Il a été développé au niveau du département « Energy Engineering » de l'université DTU (Technical University of Denmark.) par les auteurs suivants :

Arne JAKOBSEN, Bjarne Dindler RASMUSSEN, Morten Juel SKOVRUP, Simon Engedal ANDERSEN.

CoolPack permet entre autres de :

- tracer, analyser et comparer des cycles frigorifiques
- comparer des fluides frigorigènes et calculer leurs propriétés thermodynamiques
- dimensionner les composantes d'un système frigorifique
- calculer l'efficacité des composantes d'un système frigorifique
- faire la simulation d'un système frigorifique dont les composants sont connus
- évaluer l'efficacité et faire des suggestions pour la réduction de la consommation énergétique d'un système frigorifique

Pour faciliter son utilisation, le programme de CoolPack à été divisé en trois principaux groupes qui sont :

- Refrigeration utilities
- EESCoolTools
- Dynamic

Dans chaque groupe on a les possibilités suivantes :

Refrigeration utilities	EESCoolTools	Dynamic
• Propriétés des réfrigérants, tracé des courbes et cycle • Calculs sur les réfrigérants • Calculs sur les fluides secondaires • Psychrometric charts	• Analyse des cycles • Dimensionnement des systèmes • Simulation des systèmes • Analyse des opérations • Calcul des composants • Propriétés des réfrigérants • Comparaison des réfrigérants	• Climatisation des systèmes à un étage • Calcul en régime transitoire

Nous avons surtout utilisé dans notre étude les deux premiers groupes (Refrigeration utilities et EESCoolTools).

III-DESCRIPTION DES POSTES DE PRODUCTION ET DE CONSOMMATION DU FROID

III.1 DESCRIPTION DES POSTES DE PRODUCTION DE FROID

La technique de production de froid utilisée est celle de machine frigorifique à compression d'un gaz liquéfiable. Le fluide frigorigène utilisé sur les installations de BRAKINA Bobo est l'ammoniac (R717)
Il existe deux grands postes de production dans l'usine:

- **1er poste : FROID USINE**

Le froid nécessaire à la production de frigories dans les process de fabrication, d'embouteillage de la bière et des BG est produit par trois (**03) groupes frigorifiques** à ammoniac équipés de compresseurs GRASSO de mêmes caractéristiques

Marque	:	GRASSO
Type	:	**RC 411 mono étagé**
Puissance frigorifique	:	**200 000 Fg/h**
Puissance moteur :	:	**90 kW**
Nombre de cylindres	:	4
Poids du volant	:	665 Kg
Charge d'huile du carter	:	12 L
Alésage des cylindre	:	160 mm
Course	:	110 mm
Vitesse mini	:	400 tr/mn
maxi	:	1000 tr/mn
Pression d'aspiration mini	:	0,7 Bar
maxi	:	6 Bar
Pression de refoulement maxi	:	21 Bar
Différence admissible entre refoulement et Aspiration	:	17,5 Bar
Température maxi au refoulement	:	140 °C
Température maxi d'huile	:	70 °C
Sens de rotation	:	gauche

Les compresseurs des groupes 1 et 2 qui travaillent simultanément sont en parallèle et sont couplés sur un même ensemble évaporateur condenseur.
Le groupe 3 est indépendant des deux autres et sert d'appoint pendant les périodes de pointes.
Soit une puissance frigorifique de 200 000 × 3= **600 000 fg/h**

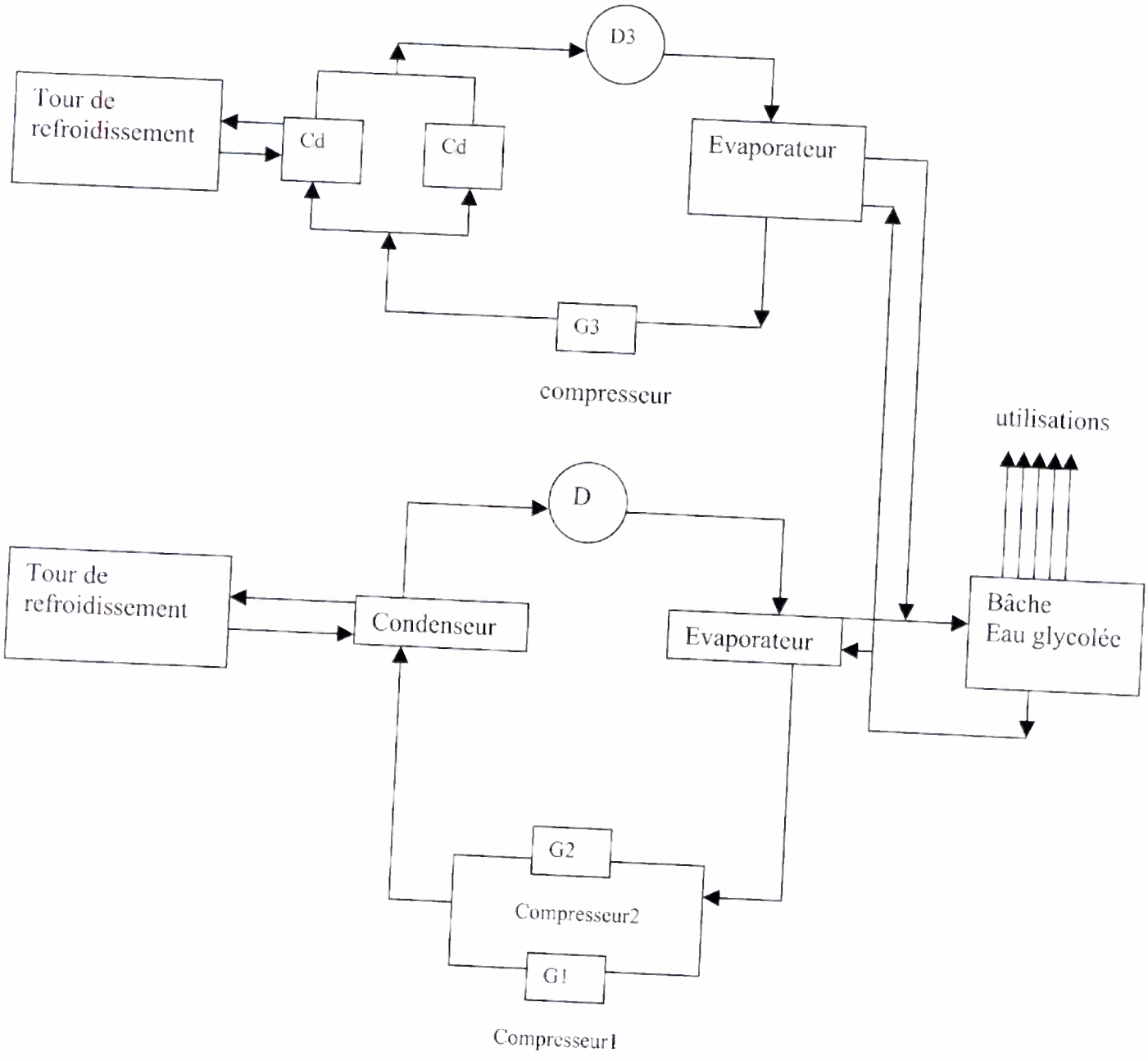
Les particularités de chaque groupe sont donnés en **annexe I**

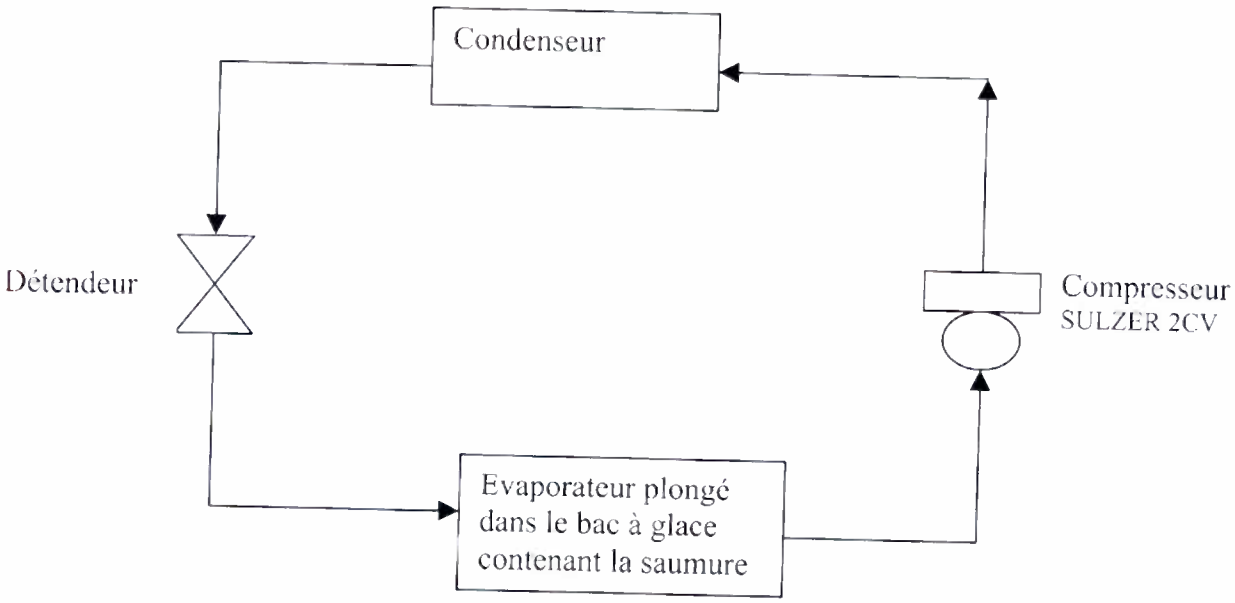
- 2ème poste : FROID POUR LA FABRIQUE DE GLACE

Le froid nécessaire à la production de la glace est pour sa part produit par une installation frigorifique à ammoniac équipée d'un compresseur SULZER de 200 000 fg/h ayant les caractéristiques suivantes :

Marque	:	SULZER
Type	:	2 CV 180
Puissance	:	200.000 fg/h
Année	:	1963
Puissance moteur	:	90 kW

Les caractéristiques des autres composants du groupe frigorifique sont données en **annexe I**





III.2 DESCRIPTION DES POSTES DE CONSOMMATION DE FROID

III.2.1 GROUPE BIERE

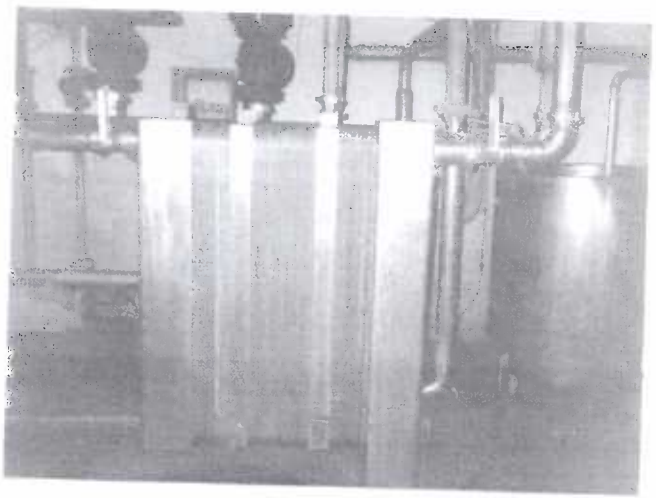
- refroidisseur de moût

C'est un échangeur de chaleur à plaques à 3 étages de réfrigération

Marque	:	SCHMIDT
Type	:	37
Numéro	:	61/24951/06
Débit	:	150 hl/h
Nombre de plaques	:	120
Année	:	1975

Caractéristiques :

1er étage : moût/eau non recyclée
2ème étage : moût/eau recyclée
3ème étage : moût/eau glycolée



- Tanks de fermentation et de garde (TOD)

Ce sont des tanks verticaux cylindro-coniques dans lesquels se déroule le processus de fermentation et de garde de la bière.
BRAKINA Bobo utilise en fonction du nombre de brassins :
2 TOD de 1700 hl
2 TOD de 800 hl
4 TOD de 1000 hl
L'isolation de ces tanks est assurée par une couche de polyuréthane recouverte par une couche de tôle d'acier.
En cas de besoin il existe aussi :
1 TOD horizontal de 800 hl
6 cuves horizontales de 250 hl

- **refroidisseur bière avant la filtration**

C'est un échangeur à plaques à un étage de réfrigération (bière/eau glycolée)

- Marque	:	APV
- Type	:	XC N°FC 176 H
- Débit	:	200 hl/h
Nombre de plaques	:	36

- **Tanks de bière filtrée (TBF)**

Parmi les TOD décrits plus haut certains servent de TBF en fonction des besoins.

- **refroidisseur bière en amont de la soutireuse bière**

C'est un échangeur à plaques à **un étage** de réfrigération (bière/eau glycolée)

Marque	:	SCHMIDT
Type	:	SIGMA 17
Débit	:	**85 hl/h**
Année	:	1977
Numéro	:	61/27 822/06
Pression	:	6 bars

- **Locaux climatisés par le circuit d'eau glycolée**

III.2.2 GROUPE BOISSONS GAZEUSES (BG)

- **refroidisseur du sirop brut filtré des BG**

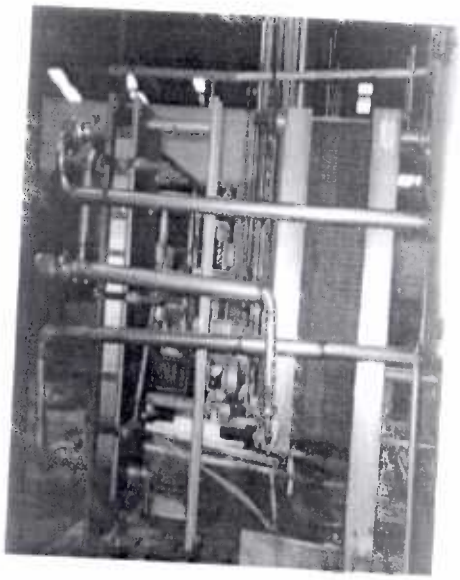
C'est un échangeur de chaleur à plaques à **2 étages** de réfrigération

Marque	:	FISCHER
Type	:	**FP7**
Débit	:	**50 hl/h**
Année	:	1981
Nombre de plaques:		**52**

Caractéristiques
1er étage : sirop brut/eau non recyclée
2ème étage : sirop brut/eau glycolée

- **refroidisseur de l'eau en amont de la soutireuse BG**

C'est un ensemble de 2 échangeurs de chaleur à plaques (eau/eau glycolée) montés en série



échangeur 1

Marque	:	**SCHMIDT**
Type	:	SIGMA 17
Débit	:	65 hl/h
Année	:	1976

échangeur 2

Marque	:	**SCHMIDT**
Type	:	SIGMA M27SBN
Débit	:	65 hl/h
Année	:	1997

- Locaux climatisés par le circuit d'eau glycolée

III.2.3 GROUPE FABRIQUE DE GLACE

- **Bac à glace**

La production de glace est assurée par un bac à glace de 60m^3 contenant de la saumure.
Les dimensions intérieures du bac sont :
Longueur = 10.7 m
Largeur = 4 m
Hauteur = 1.4m

La capacité de production est de 15,750 tonnes/bac/j soit 42 rangées de 15 mouleaux de 25Kg.

La composition des parois du bac de l'intérieur vers l'extérieur est la suivante :
revêtement en tôle acier (épaisseur = 1cm),
isolant en polystyrène (épaisseur = 7.5cm),
enduit ciment grillagé (épaisseur = 1.6cm en moyenne).
La couverture supérieure du bac est en planches de bois (épaisseur = 6.5cm).

IV COLLECTE DES DONNEES ; MESURES ; CALCULS

Pour faire le bilan nous avons collecté les données nécessaires pendant le mois d'avril en faisant la mise à jour détaillée de la monographie des installations de l'usine et en effectuant des mesures sur les installations.
Le matériel utilisé pour les mesures est composé de :

- 3 sondes automatiques (contact direct, air, liquide) pour la mesure des températures
- 1 thermomètre à laser de marque Testo Quicktemp pour la mesure des températures
- 1 anémomètre pour la mesure des vitesses de soufflage ou de reprise d'air par les ventilo-convecteurs
- 1 psychromètre pour la mesure des températures de bulbe sèche et de bulbe humide
- 1 mètre pliant
- les manomètres fixés directement sur les installations

Les données collectées sur les installations ont été traitées avec le logiciel de froid CoolPack qui a permis de déterminer les caractéristiques des groupes frigorifiques : tracé du cycle, production frigorifique à l'évaporateur, COP, etc
La quantification des consommations au niveau des postes récepteurs de froid à été faite par calcul direct.

IV.1 Au niveau des postes de production de froid

IV.1.1 Froid pour le groupe Bière et Boissons gazeuses

IV.1.1.1 Groupes frigorifiques GRASSO 1 et GRASSO 2

a) Circuit fluide frigorigène (R717)

Les valeurs moyennes mesurées pour le compte du **GRASSO 1** sont :

A l'évaporateur : la pression d'évaporation est Po = 1.3 bars
la température d'évaporation est To = -16°c ;
la température de sortie du fluide est Tse = -2°c
ce qui donne une surchauffe SC= Tse-To de 14 K

Au condenseur : la pression de condensation est Pk = 16 bars
la température de condensation est Tk = 43°c
la température de sortie du fluide est Tsc = 38°c
ce qui donne un sous refroidissement SR = Tk-Tsc de 5 K

La puissance frigorifique au niveau de l'évaporateur à été déterminée en utilisant le logiciel CoolPack.
Nous avons introduit les données suivantes :

Cycle mono étagé
Fluide frigorigène = R717
Température d'évaporation To = -16°c
Surchauffe SC = 14 K
Coefficient de compression isentropique = 0.70
Température de condensation Tk = 43°C
Sous refroidissement SR = 5 K
Puissance de compression = 72.9 kW

Les résultats obtenus sont :

Puissance frigorifique Pf = 173.14 kW
Pf = 149246.68 kcal/h

Coefficient de performance frigorifique réel, COP = 2.38

Les autres résultats obtenus grâce au logiciel (tracé du cycle avec toutes les informations relatives au cycle) sont donnés en **annexe IV**

Les valeurs moyennes mesurées pour le compte du **GRASSO 2** sont :

A l'évaporateur : la pression d'évaporation est Po = 1.4 bars
la température d'évaporation est To = -15°c ;
la température de sortie du fluide est Tse = -2°c
ce qui donne une surchauffe SC= Tse-To de 13 K

Au condenseur : la pression de condensation est Pk = 15.3 bars
la température de condensation est Tk = 42°c
la température de sortie du fluide est Tsc = 38°c
ce qui donne un sous refroidissement SR = Tk-Tsc de 4 K

De la même façon que pour le GRASSO 1, la puissance frigorifique au niveau de l'évaporateur à été déterminée en utilisant le logiciel CoolPack.
Nous avons introduit les données suivantes :

Cycle mono étagé
Fluide frigorigène = R717
Température d'évaporation To = -15°c
Surchauffe SC = 13 K
Coefficient de compression isentropique = 0.70
Température de condensation Tk = 42°C
Sous refroidissement SR = 4 K
Puissance de compression = 72.9 kW

Les résultats obtenus sont :

Puissance frigorifique Pf = 181.026 kW
Pf = 156044.412 kcal/h

Coefficient de performance frigorifique COP = 2.48

Les autres résultats obtenus grâce au logiciel (tracé du cycle avec toutes les informations relatives au cycle) sont donnés en **annexe IV**

b) Circuit eau glycolée

Les valeurs moyennes mesurées sont les suivantes :

la température entrée évaporateur est de – 5°c
la température sortie évaporateur est de –7°c

c) Circuit eau condenseur

Nous avons obtenus les valeurs moyennes suivantes :

la température entrée eau dans le condenseur est de 35°c
la température de sortie eau du condenseur est de 40°c

d) Tour de refroidissement d'eau

Au niveau de la tour d'eau nous avons mesurés les valeurs suivantes :

la température d'entrée d'eau est Te = 39°c
la température de sortie d'eau est Ts = 34°c
la température de bulbe humide est Th = 25°c

L'efficacité de la tour d'eau est donnée par la relation

$$\eta = \frac{Te - Ts}{Te - Th} = \frac{39 - 34}{39 - 25} = 0.357 = 35.7\%$$

IV.1.1.2 Groupe frigorifique GRASSO 3

a) Circuit fluide frigorigène (R717)

Les valeurs moyennes mesurées pour le compte du GRASSO 3 sont :

A l'évaporateur : la pression d'évaporation est Po = 2.5 bars
la température d'évaporation est To = -5°c ;
la température de sortie du fluide est Tse = 9°c
ce qui donne une surchauffe SC= Tse-To de 14 K

Au condenseur : la pression de condensation est Pk = 15.2 bars
la température de condensation est Tk = 42°c
la température de sortie du fluide est Tsc = 38°c
ce qui donne un sous refroidissement SR = Tk-Tsc de 4 K

La puissance frigorifique au niveau de l'évaporateur à été déterminée en utilisant le logiciel CoolPack.
Les données suivantes ont été introduites :

Cycle mono étagé
Fluide frigorigène = R717
Température d'évaporation To = -5°c
Surchauffe SC = 14 K
Coefficient de compression isentropique = 0.70
Température de condensation Tk = 42°c
Sous refroidissement SR = 4 K
Puissance de compression = 72.9 kW

Les résultats obtenus sont :

Puissance frigorifique Pf = 237.4 kW
Pf = 197516.8 kcal/h

Coefficient de performance frigorifique COP = 3.25

b) Circuit eau glycolée

Les valeurs moyennes mesurées sont les suivantes :

la température entrée évaporateur est de – 5°c
la température sortie évaporateur est de –7°c

c).Circuit eau condenseur

la température entrée eau dans le condenseur est de 31°c
la température de sortie eau du condenseur est de 34°c

d).Tour de refroidissement d'eau

Au niveau de la tour d'eau nous avons mesurés les valeurs suivantes :

la température d'entrée d'eau est Te = 34°c
la température de sortie d'eau est Ts = 30°c
la température de bulbe humide est Th = 25°

L'efficacité de la tour d'eau est donnée par la relation

$$\eta = \frac{Te - Ts}{Te - Th} = \frac{34 - 30}{34 - 25} = 0.444 = 44.4\%$$

IV.1.2 Froid pour la fabrique de glace

IV.1.2.1 Groupe frigorifique SULZER 2CV

a) Circuit fluide frigorigène (R717)

Les valeurs moyennes mesurées pour le compte du groupe SULZER 2CV sont :

A l'évaporateur : la pression d'évaporation est Po = 1.5 bars
la température d'évaporation est To = -13°c ;
la température de sortie du fluide est Tse = -3°c
ce qui donne une surchauffe SC= Tse-To de 10 K

Au condenseur : la pression de condensation est Pk = 11.3 bars
la température de condensation est Tk = 34°c
la température de sortie du fluide est Tsc = 31°c
ce qui donne un sous refroidissement SR = Tk-Tsc de 3 K

Comme pour les groupes frigorifiques précédents la puissance frigorifique au niveau de l'évaporateur à été déterminée en utilisant le logiciel CoolPack.
Pour ce faire les données suivantes ont été introduites :

Cycle mono étagé
Fluide frigorigène = R717
Température d'évaporation To = -13°c
Surchauffe SC = 10 K
Coefficient de compression isentropique = 0.70
Température de condensation Tk = 34°C
Sous refroidissement SR = 3 K
Puissance de compression = 72.9 kW

Les résultats obtenus sont :

Puissance frigorifique Pf = 230.935 kW
Pf = 199065.97 kcal/h

Coefficient de performance frigorifique COP = 3.17

b) Circuit eau condenseur

la température entrée eau dans le condenseur est de 28°c
la température de sortie eau du condenseur est de 30°c

c) Tour de refroidissement d'eau

Au niveau de la tour d'eau nous avons mesurés les valeurs suivantes :

la température d'entrée d'eau est Te = 30°c
la température de sortie d'eau est Ts = 28°c
la température de bulbe humide est Th = 25°c

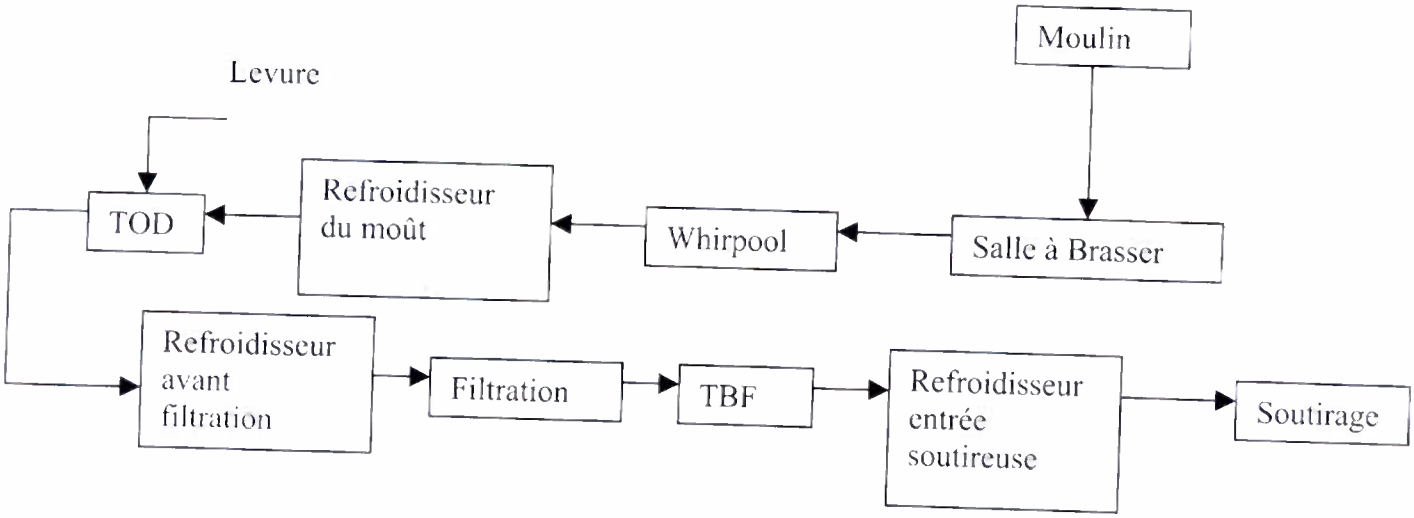
L'efficacité de la tour d'eau est donnée par

$$\eta = \frac{Te - Ts}{Te - Th} = \frac{30 - 28}{30 - 25} = 0.40 = 40\%$$

IV.2 AU NIVEAU DES POSTES DE CONSOMMATION DE FROID

IV.2.1 GROUPE BIERE

IV.2.1.1 Process de fabrication et d'embouteillage de la bière



IV.2.1.2 Fabrication

a) Poste 1 : Refroidisseur du moût

A la fin du brassage, on obtient un jus sucré appelé moût qui est stocké au niveau du bac whirpool. Le moût est ensuite refroidi d'environ 95°c jusqu'a 10°c au niveau du refroidisseur de moût
C'est un échangeur à plaques à 3 étages de réfrigération.
Le troisième étage constitue l'échangeur moût / eau glycolée.
Les mesures effectuées ont données :

	Température entrée échangeur Te (°c)	Température sortie échangeur Ts (°c)	Débit q (m^3/h)
Eau glycolée	Te_{eg} = -2	Ts_{eg} = 9	50*
Moût	Tem =31	Tsm = 10	13.13

* source : monographie de l'usine

Coté eau glycolée

La puissance frigorifique apportée est

$Q_{eg}=\rho_{eg}\times q_{eg}\times c_{eg}\times(Ts-Te)$

avec $\rho eg=1019.6kg/m3$,densité de l'eau glycolée (source laboratoire de chimie BRAKINA)

$q_{eg}=50m3/h$, débit d'eau glycolée

$c_{eg}=0.720kcal/kg.K$,chaleur spécifique de l'eau glycolée (PA9) :source POHLMANN

$Q_{eg}=1019.6\times50\times0.72\times(9-(-2))=403761.6kcal/h$

Coté moût

La puissance frigorifique consommée est

$Q_{mout}=\rho_m\times q_m\times c_m\times(Te-Ts)$

avec $\rho m=1039.38kg/m3$, densité du moût (source service de brassage BRAKINA Bobo)

$q_m=13.13m3/h$, débit réel du moût à travers l'échangeur

$c_m=0.95kcal/kg.K$, chaleur spécifique du moût (source POHLMANN)

$Q_{mout}=1039.38\times13.13\times0.95\times(31-10)=272258.8kcal/h$

le rendement de l'échange thermique de l'échangeur moût/eau glycolée est

$R=\frac{Tem-Tsm}{Tem-Te_{eg}}=\frac{31-10}{31-(-2)}=0.63$ $R=63\,\%$ (ici on a $\rho_m.q_m.c_m < \rho_{eg}.q_{eg}.c_{eg}$)

Le total des besoins frigorifiques pour le refroidissement du moût chaud provenant du brassage est de 272258.8 fg/h

b) Poste 2 Tanks de fermentation et de garde (TOD)

Après refroidissement jusqu'à 10°c, le moût est envoyé dans les TOD ou il reçoit la levure qui le transforme progressivement en bière : c'est la fermentation, qui est une réaction chimique exothermique.
Le cycle dans les TOD se fait en quatre phases essentielles:
Dans un premier temps la montée de la température du mout de 10°c à environ 14°c et le maintient de la température à ce niveau. Dans un second temps le refroidissement de la bière jusqu'aux environ de 0°c à −1°c avant d'assurer la garde de la bière à cette température jusqu'à son passage en filtration.

Les TOD sont refroidis par le circuit d'eau glycolée afin d'éliminer d'une part la chaleur dégagée par la réaction de fermentation et d'autre part l'apport de chaleur par les parois des tanks, tout en permettant aussi de conserver la bière à une température propice pour éviter son altération.

La chaleur à évacuer pendant la fermentation est déterminée par la formule suivante (formule de Petersen, 1987) :

$$Q = \frac{\Delta E \times q_G \pm V \times \rho \times C \times \Delta\delta}{t \times \eta}$$

source : Bières&Coolers

avec Q = quantité de chaleur à évacuer en **kJ/h**
ΔE = la diminution de l'extrait pendant la fermentation en kg, relié au volume total de la cuve de fermentation
q_G = la chaleur dégagée pendant la fermentation de l'extrait = **569 kJ/kg**
V = quantité de volume en fermentation (dm3)
ρ = la densité du liquide en fermentation = **1.04 kg/dm3**
C = capacité de chaleur spécifique du liquide en fermentation = **3.979 kJ/K**
$\Delta\delta$ = la différence de température entre début et fin de la phase de fermentation (K).
t = temps de fermentation (h)
η = degré de rendement de l'installation

Les déperditions ou les pertes de froid par la paroi sont données par la formule

$$D = H \times S \times \Delta T$$

avec D = déperditions (kcal/h)
H = le coefficient global d'échange ou de transmission de chaleur de la paroi (kcal/h/m2.K)
ΔT = la différence de température entre la température ambiante extérieure Text et la température intérieure dans le TOD (K)
la température ambiante extérieure à Bobo au mois d'avril 2001 est de **Text = 32°c**
S = la surface de transmission de la paroi (m2)

La composition des parois des tanks de l'intérieur vers l'extérieur est la suivante :
revêtement en acier (épaisseur = 10 mm),
isolant en polyuréthane (épaisseur = 80 mm),
revêtement en tôle d'acier (épaisseur = 1 mm).

En négligeant la convection naturelle, le coefficient global d'échange s'obtient par la relation

$$\frac{1}{H} = \frac{e1}{k1} + \frac{e2}{k2} + \frac{e3}{k3}$$

e1 = épaisseur de la couche de tôle d'acier = 0.001 m
k1 = coefficient de conductivité thermique de l'acier = 52 W/m.K

e2 = épaisseur de la couche de polyuréthane = 0.080 m
k2 = coefficient de conductivité thermique du polyuréthane = 0.028 W/m.K

e3 = épaisseur de la couche interne d'acier = 0.010 m
k3 = coefficient de conductivité thermique de l'acier = 52 W/m.K

$$\frac{1}{H} = \frac{0.001}{52} + \frac{0.08}{0.028} + \frac{0.01}{52} = 2.857$$

H = 0.349 W/m2.K = **0.30 kcal/h/m2.K**

La détermination de la surface de transmission a été faite sur le cas d'un tank de volume utile 800 hl, ayant un rayon intérieur de 1.7 m (le schéma du TOD est donné en **Annexe III**) En tenant compte des couches d'isolation, son rayon extérieur est de 1.791 m.

Nous l'avons découpé en trois parties différentes :

- la partie inférieure de forme conique ayant une hauteur h1 = 2.47 m et un rayon R1 = 1.791 m

  sa surface est donc $S1 = \pi \times R1 \times \sqrt{(R1)^2 + (h1)^2}$

  $$S1 = \pi \times 1.791 \times \sqrt{(1.791)^2 + (2.47)^2}$$

- la partie centrale de forme cylindrique ayant une hauteur h2 = 9.638 m et un rayon R2 = 1.791 m
  sa surface est donc $S2 = 2 \times \pi \times R2 \times h2$

  $$S2 = 2 \times \pi \times 1.791 \times 9.638$$

- la partie supérieure de forme elliptique ayant un grand axe L = 1.791 m et un petit axe l = 1.412 m

  sa surface est donc $S3 = \frac{\pi \times L \times l}{2}$

  $$S3 = \frac{\pi \times 1.791 \times 1.412}{2}$$

La surface totale de transmission du tank est

$$S = S1 + S2 + S3 = \pi \times 1.791 \times \sqrt{(1.791)^2 + (2.47)^2} + 2 \times \pi \times 1.791 \times 9.638 + \frac{\pi \times 1.791 \times 1.412}{2} = 129.6 m^2$$

Pour estimer les consommations de froid lors des opérations de fermentation et de garde nous étudierons le cas réel du TOD N°2 de 1700 hl pouvant contenir jusqu'à sept (7) brassins.
Dans le cas présent le volume réel en fermentation est de 1568 hl

La surface de transmission de la paroi est S = 1700 x (129.6/800) = 275.4 m2

Nous avons déterminer pour chaque phase de la fermentation, la puissance frigorifique consommée pour le refroidissement du TOD.

phase 1: montée de la température du moût de 10°c à 12°c

on a une diminution de l'extrait de 10% plato à 4% plato = 6% plato en 6 h x 14 = 84 h pour une fermentation de 1568 hl ou la température augmente de 2°c.
La quantité de chaleur à évacuer incluant 0% de perte de rendement de l'installation est de

$$Q = \frac{1568 \times 6 \times 569 - 1568 \times 100 \times 1.04 \times 3.979 \times 2}{84 \times 1} = 48278.87 kJ/h = 11534.79 kcal/h$$

On a une température intérieure moyenne de 11°c, les déperditions par les parois du tank valent

$$D = 0.30 \times 275.4 \times (32 - 11) = 1735.02 kcal/h$$

Le besoin frigorifique horaire pendant cette phase est de

$$Q + D = 11534.79 + 1735.02 = 13269.81 kcal/h$$

phase 2 : fermentation à 12°c

on a une diminution de l'extrait de 4% plato à 2% plato = 2% plato en 6 h x 16 = 96 h pour une fermentation de 1568 hl ou la température reste constante à 12°c.
La quantité de chaleur à évacuer incluant 0% de perte de rendement de l'installation est de

$$Q = \frac{1568 \times 2 \times 569 - 0}{96 \times 1} = 18587.33 kJ/h = 4440.88 kcal/h$$

les déperditions par les parois du tank valent

$$D = 0.30 \times 275.4 \times (32 - 12) = 1652.4 kcal/h$$

Le besoin frigorifique horaire pendant cette phase est de

$$Q + D = 4440.88 + 1652.4 = 6093.28 kcal/h$$

phase 3 : montée de la température de 12°c à 12.6°c

l'extrait reste constant à 2% plato en 6 h x 4 = 24 h pour une fermentation de 1568 hl ou la température augmente de 0.6°c.
La quantité de chaleur à évacuer incluant 0% de perte de rendement est de

$$Q = \frac{0 - 1568 \times 100 \times 1.04 \times 3.979 \times 0.6}{24 \times 1} = -16221.5 kJ/h$$

On a une température intérieure moyenne de 12.3°c, les déperditions par les parois du tank valent

$$D = 0.30 \times 275.4 \times (32 - 12.3) = 1627.61 kcal/h$$

Le besoin frigorifique horaire pendant cette phase est de

$$Q + D = 0 + 1627.61 = 1627.61 kcal/h$$

phase 4 : fermentation à 12.6°c

l'extrait reste constant à 2% plato en 6 h x 4 = 24 h ou la température aussi reste constante à 12.6°c.

$\Delta E=0$ et $\Delta\delta = 0$ donc Q=0 kcal/h

les déperditions par les parois du tank valent

$$D = 0.30 \times 275.4 \times (32 - 12.6) = 1602.83 kcal/h$$

Le besoin frigorifique horaire pendant cette phase est de

$$Q + D = 0 + 1602.83 = 1602.83 kcal/h$$

phase 5 : refroidissement de 12.6°c à 2°c

l'extrait reste constant à 2% plato en 6 h x 14 + 48 = 162 h ou la température diminue de 10.6°c.
La quantité de chaleur à évacuer incluant 0% de perte de rendement est de

$$Q = \frac{0 + 1568 \times 100 \times 1.04 \times 3.979 \times 10.6}{162 \times 1} = 42456.50 kJ/h = 10143.71 kcal/h$$

la température moyenne à l'intérieure du tank est de 7.3°c, les déperditions par les parois du tank valent

$$D = 0.30 \times 275.4 \times (32 - 7.3) = 2040.71 kcal/h$$

Le besoin frigorifique horaire pendant cette phase est de

$$Q + D = 10143.71 + 2040.71 = 12184.42 kcal/h$$

phase 6 :garde à 2°c

l'extrait reste constant à 2% plato ; la température aussi reste constante à 2°c.

$\Delta E=0$ et $\Delta\delta = 0$ donc Q=0 kcal/h

les déperditions par les parois du tank valent

$$D = 0.30 \times 275.4 \times (32 - 2) = 2478.60 kcal/h$$

Le besoin frigorifique horaire pendant cette phase est de

$$Q + D = 0 + 2478.60 = 2478.60 kcal/h$$

RECAPITULATIF DES BESOINS FRIGORIFIQUES POUR LE REFROIDISSEMENT DES TOD EN FONCTION DU STADE DE LA FERMENTATION

Phases de la fermentation	Besoins frigorifiques (fg/h)	Nombre de TOD dans cette phase	**Besoins totaux (fg/h)**
Phase 1 : montée de la température du moût de 10°c à 12°c	13269.81	2	26539.62
phase 2 : fermentation à 12°c	6093.28	2	12186.56
phase 3 : montée de la température de 12°c à 12.6°c	1627.61	2	3255.22
phase 4 : fermentation à 12.6°c	1602.83	2	3205.66
phase 5 : refroidissement de 12.6°c à 2°c	12184.42	2	24368.84
phase 6 :garde à 2°c	2478.6	2	4957.2
TOTAL (fg/h)	37256.55		74513.10

c) Poste 3 : refroidisseur de la bière non filtrée avant la filtration

Après son passage dans les TOD, la bière est envoyée à la filtration pour diminuer sa charge et l'éclaircir. Elle est tout d'abord refroidie avant la filtration par un échangeur à plaques à un étage de réfrigération Bière/eau glycolée. Les valeurs moyennes des mesures faites sur ce refroidisseur sont résumées dans le tableau suivant :

	Température entrée échangeur Te (°c)	Température sortie échangeur Ts (°c)	Débit q (m^3/h)
Eau glycolée	-2	0	?
Bière	-0.5	-2	13.08

Coté bière

La puissance frigorifique consommée pour le refroidissement de la bière est

$$Qb=\rho_b \times q_b \times c_b \times (Te-Ts)$$

$$Qb=1040\times 13.08\times 0.90\times(-0.5-(-2))=18365.7 kcal/h$$

Les besoins en froid pour le refroidissement de la bière tout juste avant la filtration sont de 18365.7 fg/h

d) Poste 4 Tanks de garde de la bière filtrée (TBF)

Après la filtration, la bière filtrée est envoyée dans les tanks de bière filtrée (TBF) qui sont refroidis par le circuit d'eau glycolée afin d'éliminer l'apport de chaleur par les parois des tanks, tout en permettant aussi de conserver la bière à une température propice de 1°c pour éviter son altération.

Les déperditions ou les pertes de froid par la paroi sont déterminées de la même manière que pour les TOD par la formule

$$D = H \times S \times \Delta T$$

avec D = déperditions (kcal/h)
H = le coefficient global d'échange ou de transmission de chaleur de la paroi (kcal/h/m2.K)
ΔT = la différence de température entre la température ambiante extérieure Text et la température intérieure dans le TOD (K)
la température ambiante extérieure à Bobo au mois d'avril 2001 est de **Text = 32°c**
la température intérieure du TBF est Tint = 1°c
S = la surface de transmission de la paroi (m2)

$$D = 0.30 \times 275.4 \times (32 - 1) = 2561.22 kcal/h$$

Dans l'hypothèse qu'il y a deux tanks utilisés comme TBF, les besoins en froid au niveau de ce poste sont de 5122.44 kcal/h

IV.2.1.3 Embouteillage

a) Poste 5 :Refroidisseur de la bière filtrée avant soutirage

A la sortie des TBF la bière est envoyée à l'embouteillage ou elle est encore refroidie pour toujours garder une température basse après le long traversage et aussi pour qu'elle ne mousse pas trop pendant le soutirage. Le refroidisseur utilisé ici est un échangeur à plaques à un étage de réfrigération bière/eau glycolée. Le résumé des valeurs moyennes mesurées sur ce poste est donné dans le tableau suivant :

	Température entrée échangeur Te (°c)	Température sortie échangeur Ts (°c)	Débit q (m^3/h)
Eau glycolée	-1	0	?
Bière	0	-2	5.54

Coté bière

La puissance frigorifique consommée pour le refroidissement de la bière est donnée par

$$Qb=\rho_b \times q_b \times c_b \times (Te-Ts)$$

$$Qb=1020\times 5.54\times 0.90\times(0-(-2))=10180.6 kcal/h$$

Les besoins en froid pour le refroidissement de la bière filtrée tout juste avant la soutireuse sont de 10180.62 fg/h

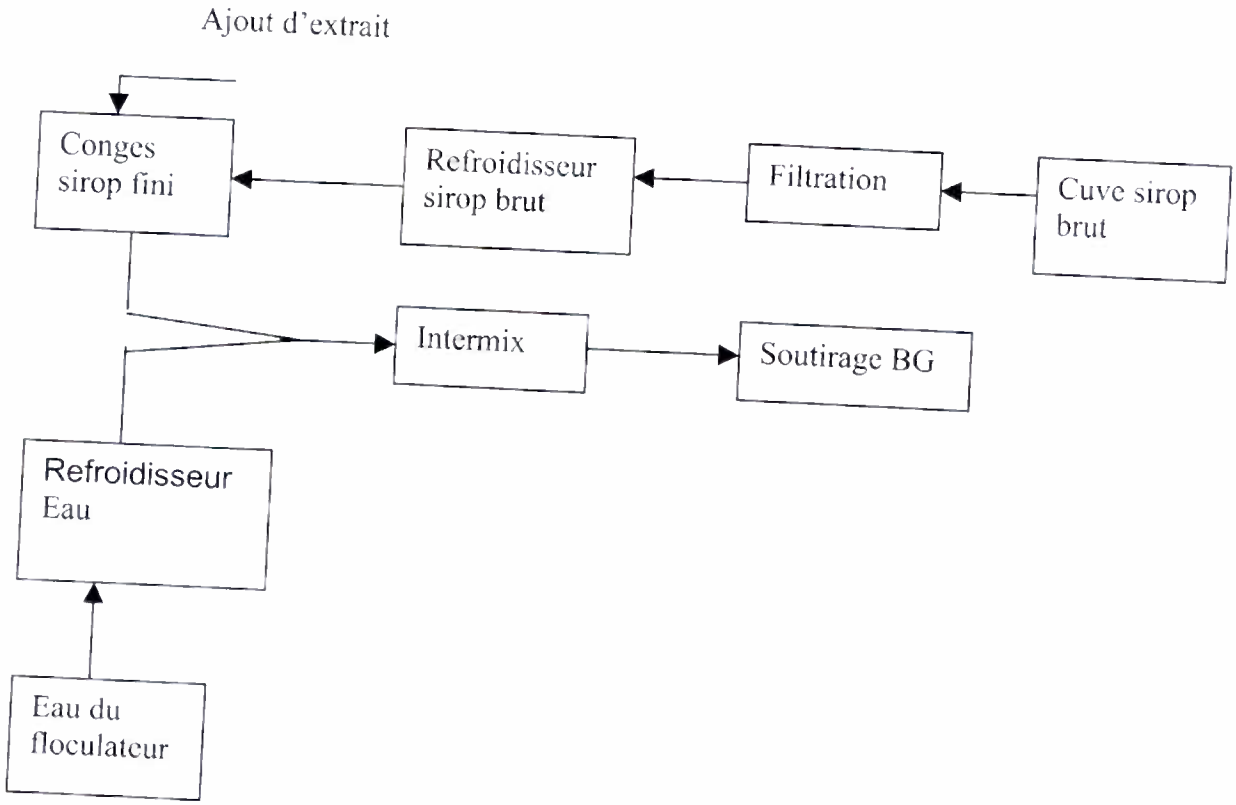
RECAPITULATIF DES CONSOMMATIONS DE FROID AU NIVEAU DU GROUPE BIERE

N° du poste	Définition du poste	Consommation en froid (fg/h)
Poste 1	Refroidisseur de moût	272258.8
Poste 2	Tanks de fermentation (TOD)	74513.1
Poste 3	Refroidisseur bière avant filtration	18365.7
Poste 4	Tanks de bière filtrée (TBF)	5122.44
Poste 5	Refroidisseur bière avant soutirage	10180.62
TOTAL (fg/h)		380440.66

IV.2.2 GROUPE BOISSONS GAZEUSES

IV.2.2.1 Process de fabrication et embouteillage

Le process au niveau des boissons gazeuses est donné par le schéma suivant



IV.2.2.2 Fabrication

a) Poste 6 :Refroidisseur du sirop brut filtré de Boissons Gazeuses (BG)

Le sirop brut chaud de BG est refroidi de 85°c jusqu'aux environ de 20°c avant l'ajout des extraits. Le refroidisseur à ce niveau est un échangeur à plaques à 2 étages de réfrigération. Le deuxième étage constitue l'échangeur sirop brut/eau glycolée. Nous donnons ci dessous les moyennes des mesures faites sur cet échangeur.

	Température entrée échangeur Te (°c)	Température sortie échangeur Ts (°c)	Débit q (m^3/h)
Eau glycolée	1	20	?
Sirop brut	44	23	2

Coté sirop brut

La production frigorifique qui a permis le refroidissement du sirop brut est donnée par

$$Qsb=\rho_{sb}\times qsb\times Csb\times(Te-Ts)$$

$$Qsb=1300\times2\times0.30\times(44-23)=16380kcal/h$$

Les besoins en froid pour le refroidissement du sirop brut filtré de BG sont de 16380 fg/h

b) Poste 7 :Refroidisseur de l'eau qui devra être ajouté au sirop fini de Boissons Gazeuses

La boisson gazeuse est obtenue en mélangeant au niveau de l'intermix, le sirop fini avec de l'eau carbonatée saturée. Cette eau est préalablement refroidie au niveau du refroidisseur (eau simple/eau glycolée) qui est constitué de deux échangeurs à plaques montés en série

Les valeurs moyennes des mesures effectuées sur ce poste sont données dans le tableau ci dessous :

	Température entrée échangeur Te (°c)	Température sortie échangeur Ts (°c)	Débit q (m^3/h)
Eau glycolée	-6	-1	?
Eau simple	30	1	2.8

Coté eau à refroidir

La puissance frigorifique qui a permis le refroidissement de l'eau d'ajout s'obtient par

$$Qeau=\rho_e\times qe\times Ce\times(Ts-Te)$$

$$Qeau=1000\times2.8\times1\times(30-1)=81200kcal/h$$

Les besoins en froid pour le refroidissement de l'eau qui devra être ajouté au sirop fini de Boissons Gazeuses sont de 81200 fg/h.

RECAPITULATIF DES CONSOMMATIONS DE FROID AU NIVEAU DU GROUPE BOISSONS GAZEUSES

N° du Poste	Définition du poste	Consommation en froid (fg/h)
Poste 6	Refroidisseur du sirop brut filtré	16380
Poste 7	Refroidisseur de l'eau	81200
Total (fg/h)		97580

IV.2.3 LOCAUX CLIMATISES PAR LA BOUCLE D'EAU GLYCOLEE

a) Poste 8 : le refroidissement de certains locaux à partir du circuit d'eau glycolée.

Différents locaux de l'usine sont climatisés à partir de l'eau glycolée qui est le fluide qui apporte l'énergie thermique aux ventilo-convecteurs refroidisseurs de l'air des dits locaux. Nous donnons dans le tableau ci dessous la liste de ces locaux avec le nombre de ventilo-convecteurs

LOCAL	**Nombre de ventilo-convecteur**
Salle de filtration bière	2
Chambre froide bâtiment brassage	1
Levurerie	2
Couloir TOD et TBF	2
Siroperie	2
Chambre froide bâtiment siroperie	1
Bureau des chefs d'équipes embouteillage	1
Ancien laboratoire coté brassage	1
Nouveau laboratoire	1
Cave de garde coté brassage	3
Total	16

La plupart de ces ventilo-convecteurs ne sont pas en très bon état de fonctionnement. Nous avons déterminé la consommation en froid pour la climatisation de ces différents locaux en mesurant au niveau des ventilo-convecteurs les paramètres suivants : les températures d'entrée et de sortie de l'air , la vitesse d'aspiration de l'air et la section d'aspiration. Nous donnons dans le tableau ci dessous un exemple :

Cas de la chambre froide coté brassage

Lieu	T entrée air Tea (°c)	T sortie air Tsa (°c)	Vitesse entrée air (m/s)	Section entrée air (m^2)
Ventilo-convecteur	15	10	3.90	Diamètre D = 40 cm

La puissance frigorifique consommée pour climatiser cette chambre froide s'obtient par la relation

$$Q=\rho air\times S\times Vair\times Cair\times(Tea-Tsa)$$

avec ρair = la masse volumique de l'air = 1.2045 kg/m^3

S = la section d'entrée de l'air au niveau du ventilo-convecteur = $\pi\times\left(\frac{0.40}{2}\right)^2$

Vair = la vitesse d'entrée de l'air = 3.90 m/s (mesurée avec l'anémomètre)
C_{air} = la capacité thermique massique de l'air = 1005 J/kg.K
T_{ea} = la température d'entrée de l'air = 15°c (mesurée avec la sonde automatique)
T_{sa} = la température de sortie de l'air = 10°c (idem que pour T_{ea})

La climatisation de la chambre froide a donc consommée la quantité de froid ci dessous

$$Q=1.2045\frac{kg}{m3}\times\pi\times\left(\frac{0.40}{2}\right)^2 m2\times3.90\frac{m}{s}\times1005\frac{J}{kg.K}\times(15-10)K=2966.31\frac{J}{s}\approx3kW=3\times860=2580kcal/h$$

En considérant l'ensemble des ventilo-convecteurs, le total des besoins frigorifiques pour la climatisation des locaux est donc de **41280 fg/h**

RECAPITULATIF DES CONSOMMATIONS DE FROID AU NIVEAU DE LA CLIMATISATION PAR VENTILO-CONVECTEURS

N° du Poste	Définition du poste	Consommation en froid (fg/h)
Poste 8	Climatisation des locaux	41280

IV.2.4 FABRIQUE DE GLACE

IV.2.4.1 Présentation de l'installation

C'est une fabrique classique de glace en blocs. La production de la glace se fait dans un bac à glace de 60 m^3 rempli avec de la saumure (solution de CaCl2) dont les caractéristiques sont données en **annexe.IV**
Les dimensions intérieures du bac sont : Longueur L= 10.7 m, largeur l= 4 m,
hauteur h= 1.4 m

La composition des parois du bac de l'intérieur vers l'extérieur est la suivante :
revêtement en tôle acier (épaisseur = 1cm),
isolant en polystyrène (épaisseur = 7.5cm),
enduit ciment grillagé (épaisseur = 1.6cm en moyenne).
La couverture supérieure du bac est en planches de bois (épaisseur = 6.5cm)

Les mouleaux à glace sont en tôle d'acier galvanisé de type 25 kg dont les dimensions intérieures sont :

plus grande section = 190 mm x 190 mm
plus petite section = 160 mm x 160 mm
hauteur intérieure = 1100 mm
épaisseur paroi = 1.5 mm

Le bac contient 42 rangées de 15 mouleaux de 25Kg, soit une capacité de production de 15.750 tonnes/j.
L'installation fonctionne 24h / 24

IV.2.4.2 Besoins en froid pour produire la glace

C'est la détermination de la quantité de chaleur à extraire du bac pour produire la glace.
Pour cela il faut faire un bilan thermique du bac à glace. Cela consiste à calculer :

- la quantité de chaleur à extraire de l'eau
- les déperditions ou pertes thermiques à travers les parois et la couverture supérieure du bac à saumure
- les pertes dues à l'agitateur de saumure

IV.2.4.2.1 la quantité de chaleur à extraire de l'eau

Les besoins frigorifiques se repartissent comme suit
- le refroidissement de l'eau de T1 (température d'entrée dans les moules) à 0°c
- la congélation de l'eau à la température constante de 0°C
- le sous refroidissement de la glace jusqu'à T2 (température moyenne de la saumure)

la quantité de chaleur à extraire de l'eau est donnée par la relation

$$Qe = m \times C_1 \times (T_i - 0) + m \times Lc + m \times C_2 \times (0 - T2)$$

$$Qe = m \times (C_1 \times T_i + Lc - C_2 \times T_2)$$

avec m = masse d'eau dans les mouleaux (kg)
C1 = chaleur massique de l'eau = 1 kcal/kg.k
C2 = chaleur massique de la glace = 0.5 kcal/kg.k
Lc = chaleur latente de congélation de l'eau à la pression atmosphérique = 80 kcal/kg

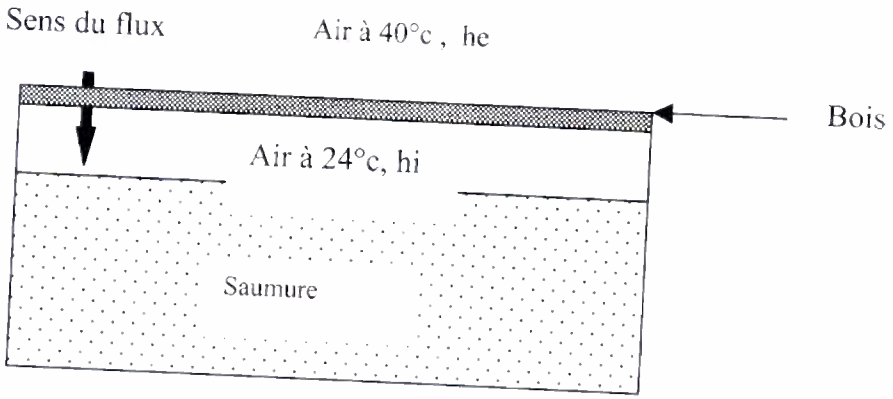
T1 = température d'entrée de l'eau dans les moules = 30°c
T2 = température moyenne de la saumure = -6°c
Pour tenir compte des pertes par fusion superficielle au démoulage des blocs, la masse initiale d'eau est augmentée de 5%
m = 1.05 x 15750 kg= 16 537.5 kg

La quantité de chaleur à extraire de l'eau vaut alors

$$Qe=16537.5kg\times(1\times30+80-0.5\times(-6))kcal/kg=1868737.5kcal$$

IV.2.4.2.2 les déperditions par la couverture supérieure et les parois du bac

a) les déperditions par la couverture supérieure du bac



La couverture supérieure du bac est réalisée par des planches de bois de 6.5 cm d'épaisseur. Les deux extrémités du bac sont ouvertes pour assurer le démoulage et le chargement des mouleaux à glace dans le bac.

Le flux traversant la couverture supérieure du bac est donné par la relation

$$Qc=H\times S\times\Delta T$$

avec

$$\frac{1}{H}=\frac{1}{he}+\frac{e}{k_{bois}}+\frac{1}{hi}$$

H = coefficient global d'échange ($W/m^2.k$)
he = coefficient de convection extérieur ($W/m^2.k$)
hi = coefficient de convection intérieur ($W/m^2.k$)

Pour une paroi horizontale en contact avec un local couvert et un sens du flux thermique descendant de l'extérieur vers l'intérieur, on donne

$\frac{1}{hi}=0.17$ et $\frac{1}{he}=0.05$ (source : mémento)

k_{bois} = coefficient de conductivité thermique du bois = 0.174 W/m.K
e = épaisseur de la planche de bois = 0.065 m

$\frac{1}{H}=0.05+\frac{0.065}{0.17}+0.17$, on trouve H =1.68 $W/m^2.K$ = 1.45 $kcal/h/m^2.K$

S = surface de la couverture = L x l = 10.7 x 4 = 42.8 m^2

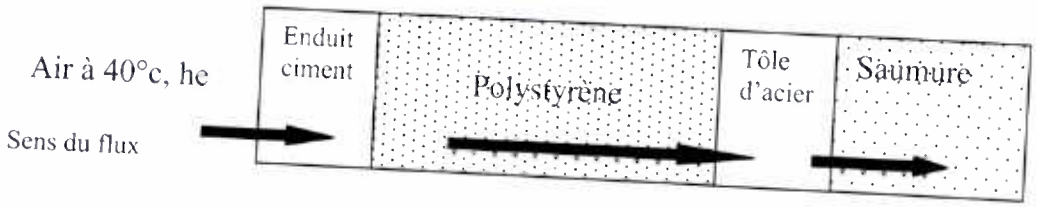
ΔT = Te-Ti avec Te = température de l'air ambiant extérieur = 40°c =313 K
Ti = température de la couche d'air entre les planches de bois et la saumure = 24°c = 297 K
ΔT = 313-297 = 16 K

Le flux thermique traversant la couverture supérieure du bac vaut alors

$$Qc=1.45\frac{kcal/h}{m2.K}\times 42.8m2\times 16K=994.5kcal/h$$

b) les déperditions par les parois verticales et le fond du bac

Les parois verticales du bac sont composées de trois couches d'isolation différentes en tôle d'acier, en polystyrène et en enduit ciment.



Le flux traversant les parois du bac est donné par la relation

$$Qp=H\times Sp\times\Delta T$$

avec
ΔT = Te-Ti Te = température de l'air ambiant extérieur = 40°c =313 K
Ti = température de la saumure en contact avec la couche intérieure de la paroi , Ti= -6°c = 267 K
ΔT = 313-267 = 46 K

$$\frac{1}{H}=\frac{1}{he}+\frac{e1}{k1}+\frac{e2}{k2}+\frac{e3}{k3}+\frac{1}{hi}$$

e1 = épaisseur de la couche d'enduit ciment = 0.016 m
k1 = coefficient de conductivité thermique de l'enduit ciment = 0.87 W/m.K

e2 = épaisseur de la couche de polystyrène = 0.075 m
k2 = coefficient de conductivité thermique du polystyrène = 0.039 W/m.K

e3 = épaisseur de la couche de tôle d'acier = 0.010 m
k3 = coefficient de conductivité thermique de la tôle d'acier = 52 W/m.K

he = coefficient de convection extérieur ($W/m^2.k$)
hi = coefficient de convection intérieur ($W/m^2.k$)
Pour une paroi verticale en contact avec un local couvert et un sens du flux thermique de l'extérieur vers l'intérieur, on donne

$\frac{1}{hi}=0.11$ et $\frac{1}{he}=0.06$

$\frac{1}{H}=0.06+\frac{0.016}{0.87}+\frac{0.075}{0.039}+\frac{0.010}{52}+0.11$, on trouve H = 0.47 W/m^2.K

Sp est la surface des parois du bac
Sp = surface des parois verticales + surface du fond du bac
Sp = (2 x 10.7 x 1.4 + 2 x 4 x 1.4) + (10.7 x 4)
Sp = 83.96 m^2

le flux thermique à travers les parois du bac vaut alors

$$Qp=0.47\frac{W}{m2.K}\times 83.96m2\times 46K=1815W=1565kcal/h$$

Les déperditions du bac en 24 heures s'élèvent à

$$Qd=Qc+Qp=(994.5kcal/h+1565kcal/h)\times 24h=61428kcal$$

IV.2.4.2.3 les pertes dues à l'agitateur de saumure

L'agitateur développe une puissance de 2.2 kW, cela induit une production calorifique de 2.2 kW = 2.2 x 862 kcal/h = 1896.4 kcal/h; en 22 heures de fonctionnement (temps de congélation des blocs de glace de 25 kg) on aura :

$$Qa = 1896.4kcal/h\times 22h = 41720.8kcal$$

La production frigorifique théorique nécessaire pour produire la glace est

$$Pf_{théo}=Qe+Qd+Qa=1868737.5+61428+41720.8=1971886.3kcal$$

cette valeur est valable dans le cas ou le bac est entièrement fermé 24h/24 et que les planches de bois sont jointives. Dans la pratique, les extrémités du bac sont constamment ouvertes pour des raisons d'exploitations, la disposition des planches de bois favorise souvent les échanges convectifs. Pour tenir compte de ces imperfections, la valeur théorique est majorée de 10%.

$$Pf=1.1\times Pf_{théo}=1.1\times 1971886.3=2169074.93kcal$$

Pour un temps de congélation de 22 h, on a la consommation de froid dans le bac qui est donnée par

$$Qbac=\frac{2169074.93}{22}=98594.315kcal/h$$

V-SYNTHESE ET ANALYSE DES RESULTATS

V.1 AU NIVEAU DE LA PRODUCTION DU FROID

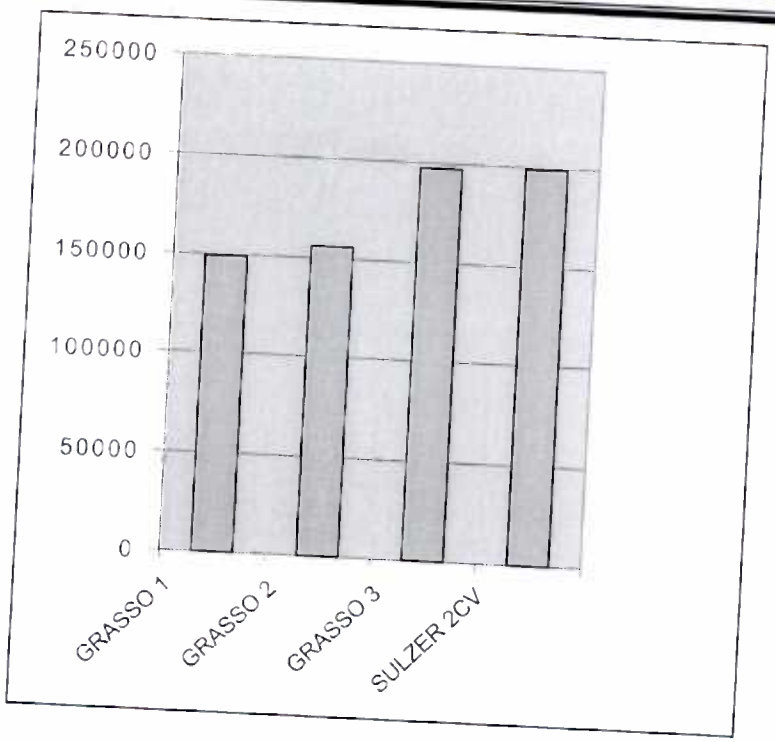
Dans les conditions actuelles d'utilisation, les caractéristiques en état de fonctionnement des 3 groupes GRASSO et du groupe SULZER 2CV sont :

		GRASSO 1	GRASSO 2	GRASSO 3	SULZER 2CV
Puissance frigorifique (fg/h)	Normale*	200000	200000	200000	200000
	Réel	149246.7	156044.4	197516.8	199066
	Réel en %	74.6	78	98.7	99.5
Surchauffe SC (K)	Réel	14	13	2	10
	Plage conseillée**	4 à 6	4 à 6	4 à 6	4 à 6
Sous refroidissement SR (K)	Réel	5	4	6	3
	Plage conseillée***	3 à 7	3 à 7	3 à 7	3 à 7
COPréel	Réel	2.38	2.48		3.17
	Plage conseillée****	2.5 à 3.5	2.5 0 à 3.5	2.5 0 à 3.5	2.5 0 à 3.5
ΔTeau condenseur (°c)	Réel	5		3	2
	Plage conseillée*****	5		5	5
Efficacité tour d'eau η (%)	Réel	35.7		44.4	40
	Plage conseillée******	40 à 90		40 à 90	40 à 90

* source : Monographie des installations de l'usine BRAKINA Bobo
** source : La pratique du froid
***source : La pratique du froid
****source : Le nouveau pohlmann
*****source : La pratique du froid
******source : Le nouveau pohlmann

L'analyse de ce tableau récapitulatif fait ressortir les informations suivantes :

Pour chacun des 3 groupes GRASSO âgés respectivement de 22, 21, 18 ans et du groupe SULZER 2CV âgé de 38 ans, la **production frigorifique** actuelle en état de fonctionnement est inférieure à la valeur optimale de 200000 fg/h donnée par le constructeur en raison de leur vieillissement. Il ressort que pour l'ensemble des trois groupes GRASSO la production frigorifique s'élève à 502807.9 fg/h, alors que celle de la SULZER 2CV est de 199066 fg/h. Soit une production frigorifique totale de 701873.9 fg/h pour les quatre groupes.



Nous constatons également une forte valeur de la **surchauffe** pour les groupes GRASSO 1, GRASSO 2 et SULZER 2CV. En réalité ces valeurs représentent la surchauffe à l'aspiration du compresseur compte tenu du fait que la température de sortie du fluide de l'évaporateur à été mesurée à l'entrée des compresseurs car la couche d'isolant qui recouvre le tuyau reliant l'évaporateur au compresseur empêche de placer la sonde de contact sur le tuyau . Dans tous les cas une forte valeur de la surchauffe traduit un manque de fluide frigorigène au niveau du condenseur.
Par contre pour le groupe GRASSO 3, la surchauffe est assez faible

Pour l'ensemble des quatre groupes la valeur du **sous refroidissement** est acceptable

Nous constatons la faible valeur des **coefficients de performance frigorifique COP** pour les groupes GRASSO 1, GRASSO 2 (COP < 3), ce qui traduit la faible production frigorifique de ces deux groupes.
Par contre les groupes GRASSO 3 et SULZER 2CV qui ont un COP supérieur à 3, sont caractérisés par une production frigorifique acceptable.

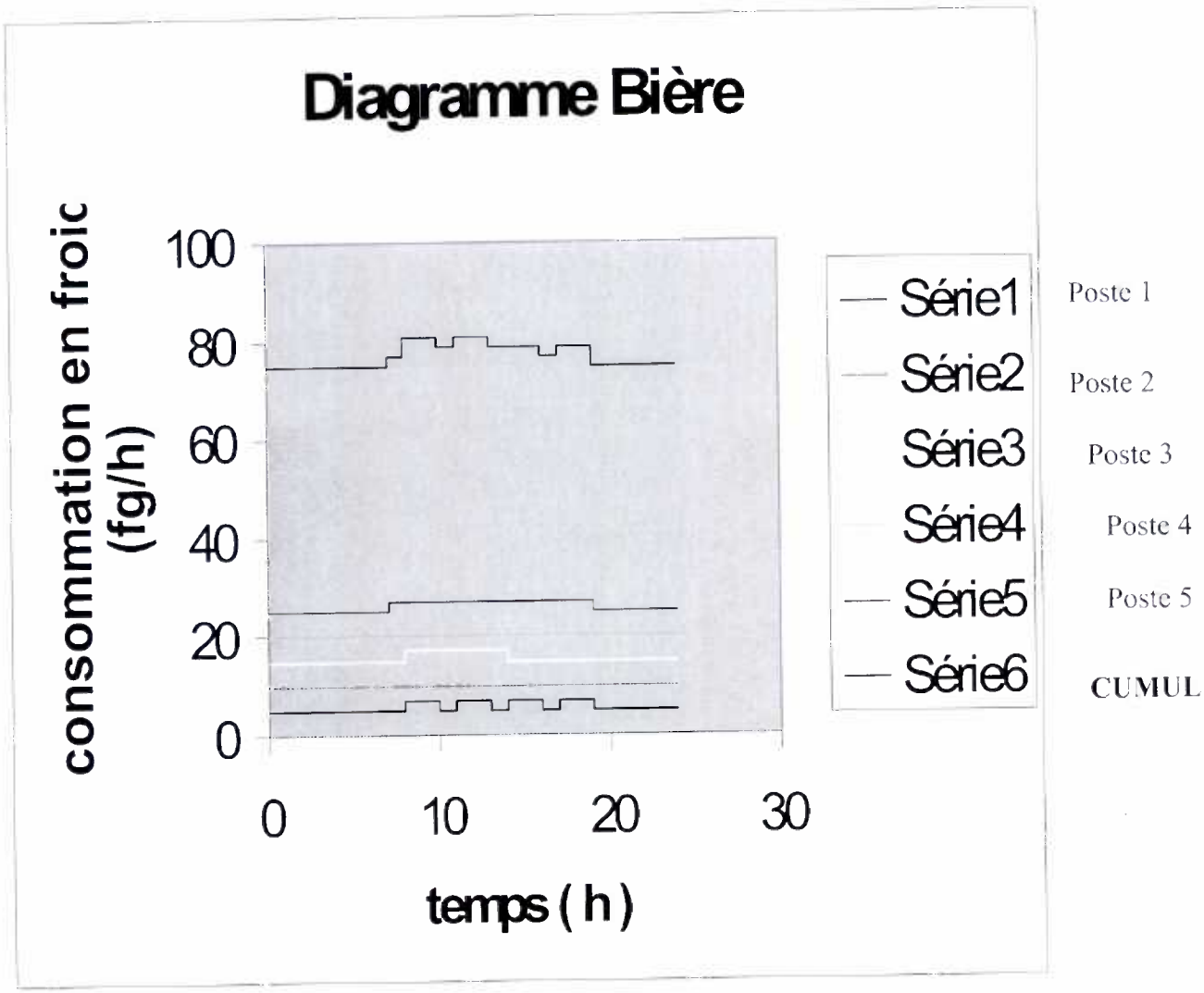
Pour ce qui est de l'écart entre la température d'entrée et de sortie de l'eau du condenseur, pour avoir un bon fonctionnement du condenseur, il faut un Δ**Teau condenseur** de 5°c . Ce qui est le cas pour les groupes GRASSO 1 et GRASSO 2. Par contre pour les groupes GRASSO 3 et SULZER 2CV, ΔTeau condenseur est inférieur à 5°c. Cela implique que le débit d'eau est fort, par conséquent le condenseur n'est pas bien refroidi.

Le bon fonctionnement d'une tour d'eau se traduit par une valeur de l'**efficacité de la tour** η comprise entre 40% et 90% ce qui est le cas pour les tours d'eau des groupes GRASSO 3 et SULZER 2CV. Par contre pour les groupes GRASSO 1 et GRASSO 2, l'efficacité de la tour d'eau est inférieure à 40%, mettant ainsi en évidence le mauvais fonctionnement de celle ci.

V.2 2 Récapitulatif par groupe de consommation

GROUPE	Consommation en froid (fg/h)	% de la consommation
1 = Bière	380440.66	61.57
2 = Boissons Gazeuses	97580	15.79
3 = Climatisation locaux	41280	6.68
4 = Fabrique de glace	98594.3	15.96
TOTAL	617895	100

Ce tableau traduit bien le fait que la fabrication et l'embouteillage de la bière constituent le groupe d'activité qui consomme le plus de froid au sein de cette usine, très loin devant la fabrique de glace et le groupe de boissons gazeuses. La climatisation des locaux de l'usine grâce aux ventilo-convecteurs utilisant le circuit d'eau glycolée n'est pas non plus négligeable même si elle vient en dernière position dans le classement en fonction des pourcentages de la consommation.
Nous avons simulé grâce aux informations collectées la consommation du froid au niveau du groupe bière sur une période de 24 heures.



VI RECOMMANDATIONS,SUGGESTIONS, PROPOSITIONS D'AMELIORATION

L'absence ou le mauvais état de la majeure partie des appareils de contrôle (manomètres, thermomètres, débitmètres,...) rend énormément difficile le contrôle et la vérification des installations. Nous proposons donc pour pouvoir palier à cet handicap 'installation de thermomètres à l'entrée et à la sortie de l'évaporateur des deux groupes GRASSO 1 et 2 , ainsi qu'à l'entrée et à la sortie de l'évaporateur du groupe GRASSO 3. (Ceci est valable aussi bien pour le circuit fluide frigorigène que pour le circuit d'eau glycoleé).

-Un bon suivi du fonctionnement des groupes frigorifiques permettrait de cerner de plus près au moment du bilan, quels maillons de la chaîne de production de froid ne fonctionnent pas correctement. Pour cela nous proposons des fiches de mesures pour les différentes boucles (boucle fluide frigorigène, boucle eau glycolée pour les groupes GRASSO, boucle eau condenseur, boucle eau de la tour d'eau). Les fiches de mesures pour chaque boucle sont données en **Annexe IX**

Le récapitulatif de la consommation de froid poste par poste fait ressortir le fait que le refroidisseur de moût est le plus grand consommateur de froid (44 % de la consommation du froid produit par les quatre groupes frigorifiques étudiés) .
Lorsque ce poste est en service au même moment que les autres postes de refroidissements on constate que ces derniers atteignent difficilement le niveau de froid requis . Cela constitue un handicap par rapport à l'objectif visé par le refroidissement qui est de maintenir un produit en dessous de la température ambiante à une température optimum pour sa conservation. Pour pouvoir satisfaire aussi bien les besoins en froid pour le refroidissement du moût que ceux des autres postes de refroidissement nous proposons que le refroidisseur du moût soit un poste indépendant des autres par l'installation d'une cuve de stockage autonome d'eau glycolée propre à ce refroidisseur .

CONCLUSION

Etant donné l'importance du froid en brasserie, un bilan périodique est toujours nécessaire pour savoir le niveau réel de la production et de la consommation. C'est ce qui justifie l'étude globale que nous avons menés au niveau de l'usine BRAKINA de Bobo Dioulasso aussi bien sur les postes de production de froid que sur les récepteurs de froid. Cette étude prouve que la production frigorifique est suffisante pour satisfaire les besoins en froid de toute l'usine dans les conditions climatiques de Bobo Dioulasso. Elle met a nu également la contrainte majeure que représente le refroidissement du moût en brasserie . Le suivi des paramètres des groupes frigorifiques à l'aide des fiches de mesures que nous avons proposé en annexe faciliterait considérablement le bilan froid des installations.

BIBLIOGRAPHIE

1. **Maake ECKERT**
Le nouveau POHLMANN ,
Manuel technique du froid
PYC Edition 1983 , 642 pages

2. **Patrick JACQUARD**
Serge SANDRE
La pratique du froid
100 fiches pratiques
PYC Edition 2000 , 241 pages

3. **Pierre RAPIN**
Patrick JACQUARD
Formulaire du froid
DUNOD 1999 , 11ème édition , 496 pages

4. **M. MOSEL**
Bière&coolers
Collection Sciences et Techniques agro-alimentaire

5. **Daniel COLLIN**
Applications frigorifiques
Tome 1 et Tome 2
PYC Edition 1975 , 261 pages et 492 p

6. **KOTZAOGLANIAN**
Manuel du dépanneur
2ème édition, 1994 , 417 pages

7. **Yves JANNOT**
Echanges Thermiques
Polycopié EIER Ouagadougou
Novembre 1991 , 108 pages

8. **Yézouma COULIBALY**
Notes de cours de transfert thermique 2ème année EIER
Octobre 2000

9. **T. DJIAKO**
Production du froid
Polycopié EIER Ouagadougou
Mars 1992 , 108 pages

10. **BRAKINA Bobo**
Monographie de l'usine

11. **Arne JAKOBSEN**
Bjarne Dindler RASMUSSEN
Morten Juel SKOVRUP
Simon Engedal ANDERSEN
CoolPack , a collection of simulation tools for refrigeration. Tutorial version 1-42
Departement of Energy Engineering
Technical University of Denmark (DTU) ,
June 2000

ANNEXES

ANNEXE I : Caractéristiques des groupes frigorifique

ANNEXE II : Synthèse des mesures effectuées sur les groupes frigorifiques

ANNEXE III : Synthèse des mesures effectuées sur les postes de consommation du froid

ANNEXE IV : Résultats des calculs faits avec le logiciel CoolPack

ANNEXE V: Schéma d'un TOD avec ses caractéristiques

ANNEXE VI : Graphique du cycle de la fermentation de la bière dans un TOD

ANNEXE VII: Caractéristiques de la saumure pour la fabrique de glace et de l'eau glycolée utilisées à l'usine de Bobo Dioulasso

ANNEXE VIII: Graphique comparatif des postes de consommation du froid

ANNEXE IX : Fiches de mesures proposées pour les groupes frigorifiques

ANNEXE I : Caractéristiques des groupes frigorifiques
(source : Monographie des installations de l'usine)

I. FROID USINE

Le froid industriel nécessaire à la production de frigories pour la fabrication de la Bière et des Boissons Gazeuse est produit par 3 GRASSO de même caractéristiques.
Ci-dessous les données des compresseurs:

- Marque	:	GRASSO
- Type	:	**RC 411 mono étagé**
- Puissance frigorifique	:	200.000 Fg/h
- Nombre de cylindres	:	4
- Poids du volant	:	665 Kg
- Charge d'huile du carter	:	12 L
- Alésage des cylindres	:	160 mm
- Course	:	110 mm
- Vitesse mini	:	400 tr/mn
maxi	:	1000 tr/mn
- Pression d'aspiration mini	:	0,7 Bar
maxi	:	6 Bar
- Pression de refoulement maxi	:	21 Bar
- Différence admissible entre Refoulement et Aspiration	:	17,5 Bar
- Température maxi au refoulement	:	140 °C
- Température maxi d'huile	:	70 °C
- Sens de rotation	:	gauche

I.1 PARTICULARITES DE CHAQUE COMPRESSEUR

a) GROUPE 1 et 2

Les groupes 1 et 2 sont couplés sur un même ensemble évaporateur condenseur.

- Marque	:	GRASSO
- Type	:	RC 411 mono étagé
- Année de fabrication	:	1980 et 1979
- Puissance frigorifique	:	2 x 200.000 Fg/h
- Moteur du compresseur	:	CEM MEUL 280 M4 1.480 tr/mn 90 Kw
- Numéro	:	79116736 / 79045577

Séparateur de liquide du N°1

- Type	:	OA 80 AT
- Année	:	1980
- Volume	:	114 l
- N°	:	80 0 051

Séparateur de liquide du N°2

- Type	:	OA 80 AT
- Année	:	1978
- Volume	:	116 l
- N°	:	78 39 77

EVAPORATEUR

- N° en acier	:	728
- Corps du cylindre	:	Longueur = 6.000 mm Diamètre = 1.030 mm Epaisseur = 10 mm
-2 plaques de tête	:	Diamètre = 1.140 mm Epaisseur = 30 mm
- 424 tubes faisceaux	:	Longueur = 6.000 mm Diamètre = 33,7 mm Epaisseur = 3,25 mm
- 2 dômes	:	Diamètre = 400 mm Epaisseur = 10 mm
- Année	:	1979
- Timbre	:	16 Bars
- Pression d'épreuve	:	26 Bars
- Volume	:	2700 Litres

POMPE EAU GLYCOLÉE

- Marque	:	JEUMONT SCHNEIDER
- Type	:	MEN 80-160
- Débit	:	130 m3/h à 30m
- Nombre	:	2

CONDENSEUR

- Même caractéristiques que l'évaporateur

- N°	:	729
- Pompe de condenseur	:	MEN 80-160
Débit	:	150 m^3/h à 30 m
- Nombre	:	2

TOUR D'EAU

Une tour pour les GRASSO 1 et 2:

- Marque	:	BALKE
- Type	:	80 SG
- Année	:	1978

b) GROUPE 3

- Marque	:	GRASSO
- Type	:	RC 411
- Année de fabrication	:	1983
- Puissance frigorifique	:	200.000 Fg/h
- Moteur du compresseur	:	CEM MEUL 280 M4 1.480 tr/mn 90 kW
- Numéro	:	83.025.119

Séparateur de liquide du N°3

- Type	:	OA 80 AT
- Année	:	1983
- Volume	:	114 l
- Numéro	:	83.00.36

EVAPORATEUR

- N° en acier	:	A
- Corps du cylindre	:	Longueur = 4.500 mm Diamètre = 790 mm Epaisseur = 10 mm
-2 plaques de tête	:	Diamètre = 800 mm Epaisseur = 30 mm
- 228 tubes faisceaux	:	Diamètre = 33,7 mm Epaisseur = 3,25 mm
- Année	:	1978
- Timbre	:	16 Bars
- Pression d'épreuve	:	26 Bars
- Volume	:	2.380 l

POMPE EAU GLYCOLÉE

- Marque	:	JEUMONT SCHNEIDER
- Type	:	MEN 80-160
- Débit	:	130 m3/h à 30m

CONDENSEUR

- Condenseur en deux éléments SULZER
- N° 32 38 année 1963 Volume 1100 l
- N° 21 78 année 1958 Volume 1100 l
- Pompe de condenseur : MEN 80-160
  155 m^3/h à 30 m

TOUR D'EAU

Une tour pour le GRASSO 3

- Marque	:	BALKE
- Type	:	80 SG
- Année	:	1980

ANNEXE II : SYNTHESE DES MESURES EFFECTUEES SUR LES GROUPES FRIGORIFIQUES

1-GROUPES 1 et 2 (GRASSO 1 et GRASSO 2)

a) Circuit fluide frigorigène (R717)

GRASSO 1	Pression (bar)	Température (°c)	Température sortie (°c)
EVAPORATEUR	Po= 1.3	To= -16	Tse= -2
CONDENSEUR	PK= 16	TK= 43	Tsc= 38

GRASSO 2	Pression (bar)	Température (°c)	Température sortie (°c)
EVAPORATEUR	Po= 1.4	To= -15	Tse= -2
CONDENSEUR	PK= 15.3	TK= 42	Tsc= 38

b) Circuit eau glycolée

GRASSO 1 et 2	Température entrée (°c)	Température sortie (°c)	Débit eau glycolée (m3/h)
EVAPORATEUR	-5	-7	2x130=260

c) Circuit eau condenseur

GRASSO 1 et 2	Température entrée (°c)	Température sortie (°c)	Débit eau (m3/h)
CONDENSEUR	35	40	150

d) Tour de refroidissement d'eau

GRASSO 1 et 2	Température entrée eau (°c)	Température sortie eau (°c)	Température humide (°c)
TOUR	Te = 39	Ts = 34	Th = 25

2-GROUPE 3 (GRASSO 3)

a) Circuit fluide frigorigène (R717)

GRASSO 3	Pression (bar)	Température (°c)	Température sortie (°c)
EVAPORATEUR	Po= 2.5	To= -5	Tse= 9
CONDENSEUR	Pk= 15.2	Tk= 42	Tsc= 38

a) Circuit eau glycolée

GRASSO 3	Température entrée (°c)	Température sortie (°c)	Débit eau glycolée (m3/h)
EVAPORATEUR	-5	-7	130

c) Circuit eau condenseur

GRASSO 3	Température entrée (°c)	Température sortie (°c)	Débit eau (m3/h)
CONDENSEUR	31	34	155

d) Tour de refroidissement d'eau

GRASSO 3	Température entrée eau (°c)	Température sortie eau (°c)	Température humide (°c)
TOUR	Te = 34	Ts = 30	Th = 25

3-GROUPE SULZER 2CV

a) Circuit fluide frigorigène (R717)

SULZER 2CV	Pression (bar)	Température (°c)	Température sortie (°c)
EVAPORATEUR	Po= 1.5	To= -13	Tse= -3
CONDENSEUR	Pk= 11.3	Tk= 34	Tsc= 31

b) Circuit eau condenseur

SULZER 2CV	Température entrée (°c)	Température sortie (°c)	Débit eau (m3/h)
CONDENSEUR	28	30	80

c) Tour de refroidissement d'eau

SULZER 2CV	Température entrée eau (°c)	Température sortie eau (°c)	Température humide (°c)
TOUR	Te = 30	Ts = 28	Th = 25

ANNEXE III : SYNTHESE DES MESURES EFFECTUEES SUR LES POSTES DE CONSOMMATION DU FROID

1- REFROIDISSEUR DU MOUT

Température entrée moût (°c)	**92**
Température entrée eau froide (°c)	**30**
Température sortie eau chaude (°c)	**80**
Température entrée eau recyclée (°c)	**30**
Température sortie eau recyclée (°c)	**42**
Température sortie moût du 2ème échangeur (°c)	**31**
Température sortie moût du refroidisseur (°c)	**10**
Température entrée eau glycolée (°c)	**-2**
Température sortie eau glycolée (°c)	**9**

2- TOD

Température entrée moût (°c)	10
Température sortie bière (°c)	0

3- REFROIDISSEUR DE LA BIERE AU NIVEAU DE LA FILTRATION

Température entrée bière (°c)	-0.5
Température sortie bière (°c)	-2
Température entrée eau glycolée (°c)	-2
Température sortie eau glycolée (°c)	0

4- TBF

Température entrée bière (°c)	-1
Température sortie bière (°c)	-1

5- REFROIDISSEUR DE LA BIERE AU NIVEAU DU SOUTIRAGE

Température entrée bière (°c)	0
Température sortie bière (°c)	-2
Température entrée eau glycolée (°c)	-1
Température sortie eau glycolée (°c)	0

6- REFROIDISSEUR DU SIROP BRUT DE BG

Température entrée sirop brut (°c)	85
Température sortie bière (°c)	23
Température entrée eau (°c)	30
Température sortie eau (°c)	40
Température entrée eau glycolée (°c)	1
Température sortie eau glycolée (°c)	20

7- REFROIDISSEUR DE L' EAU A AJOUTER AU SIROP FINI DE BG

Température entrée eau glycolée échangeur 1 (°c)	**-6**
Température sortie eau glycolée échangeur 1 (°c)	**-3**
Température entrée eau glycolée échangeur 2 (°c)	**-3**
Température sortie eau glycolée échangeur 2 (°c)	**-1**
Température entrée eau échangeur 2(°c)	**30**
Température sortie eau échangeur 2 (°c)	**5**
Température entrée eau échangeur 1 (°c)	**5**
Température sortie eau échangeur 1 (°c)	**1**

8- CLIMATISATION DES LOCAUX PAR VENTILO-CONVECTEURS

Local	**T entrée air (°c)**	**T sortie air (°c)**	**Vitesse entrée air (m/s)**	**Diamètre aspiration (cm)**
Salle filtration	19	6	2.24	44
Salle filtration	17	13	2.44	55
Chambre froide brassage	15	10	3.90	40
Levurerie	17	11	2.53	50
Levurerie	17	11	2.53	50
Couloir TOD	22	20	2.28	40
Couloir TOD	22	19	2.67	40
Siroperie	28	27	1.32	40
Siroperie	28	27	1.30	40
Chambre froide siroperie	16	10	2.54	55
Bureau chefs d'équipes	27	26	1.75	40
Ancien laboratoire	28	27	1.54	40
Cave de garde	26	24	1.67	55
Nouveau laboratoire	18		7	55

Annexe IV: Resultats des calculs par le logiciel CoolPack

Cycle: GRASSO 1
Refrigerant: R717

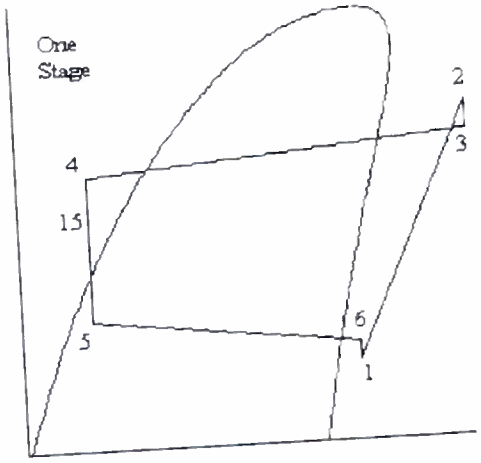
Data:		
Te [°C]	=	-16,00
Tc [°C]	=	43,00
DT subcooling [K]	=	5,00
DT superheat [K]	=	14,00
Dp condenser [Bar]	=	0,00
Dp liquid line [Bar]	=	0,00
Dp evaporator [Bar]	=	0,00
Dp suction line [Bar]	=	0,00
Dp discharge line [Bar]	=	0,00
Isentropic efficiency	=	0,70

Calculated:		
Qe [kJ/kg]	=	1098,705
Qc [kJ/kg]	=	1561,311
W [kJ/kg]	=	462,606
COP [-]	=	2,38
Pressure ratio [-]	=	7,459

Dimensioning:		
Qe [kW]	=	173,140
Qc [kW]	=	246,040
m [kg/s]	=	0,15758537
V [m^3/h]	=	319,5914
Volumetric efficiency	=	0,00
Displacement [m^3/h]	=	0
W [kW]	=	72,900
Q loss [kW]	=	0,000

****
********** Coordinates **********
****

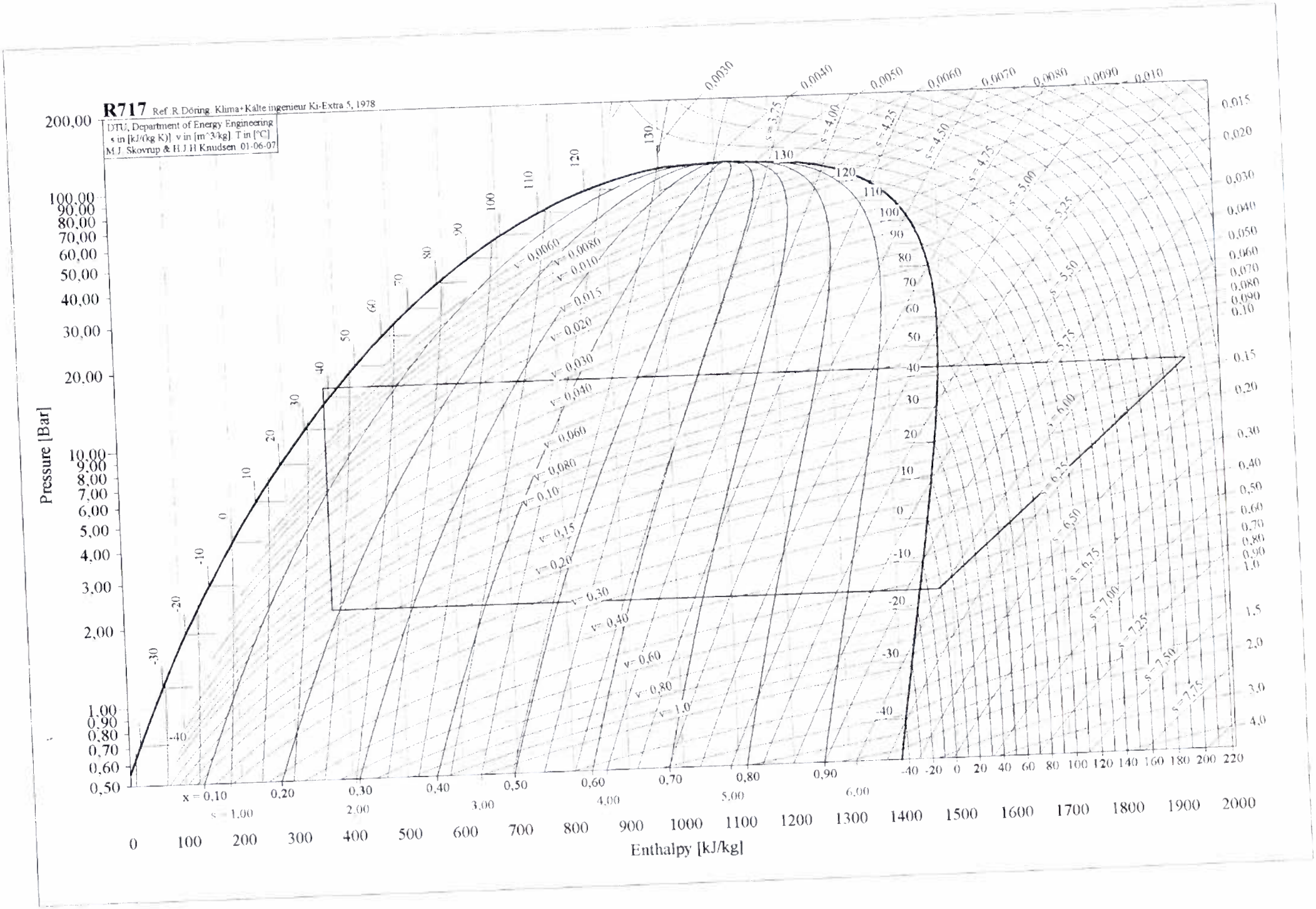
Cycle: GRASSO 1
Refrigerant: R717
Values at points 1-6,15 for the selected one stage cycle



Point	T [°C]	P [bar]	v [m^3/kg]	h [kJ/kg]	s [kJ/(kg K)]
1	-2,000	2,263	0,563348	1475,567	5,9666
2	207,153	16,883	0,134877	1938,174	6,2732
3	207,153	16,883	0,134877	1938,174	6,2732
4	38,000	16,883	N/A	376,862	N/A
5	-16,000	2,263	N/A	376,862	N/A
6	-2,000	2,263	0,563343	1475,567	5,9666
15	N/A	16,883	N/A	376,862	N/A

****

Copyright © 1999 Dep. of Energy Engineering, DTU
M.J. Skovrup & H.J.H Knudsen 01-06-06


R717 Ref. R.Döring, Klima+Kälte ingenieur Ki-Extra 5, 1978
DTU, Department of Energy Engineering
s in [kJ/(kg K)] v in [m^3/kg] T in [°C]
M.J. Skovrup & H.J.H.Knudsen 01-06-07
Pressure [Bar]
Enthalpy [kJ/kg]
x = 0,10
s = 1,00

Cycle: GRASSO 2
Refrigerant: R717

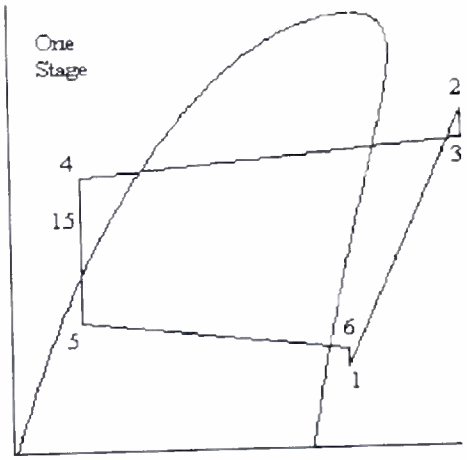
Data:		
Te [°C]	=	-15,00
Tc [°C]	=	42,00
DT subcooling [K]	=	4,00
DT superheat [K]	=	13,00
Dp condenser [Bar]	=	0,00
Dp liquid line [Bar]	=	0,00
Dp evaporator [Bar]	=	0,00
Dp suction line [Bar]	=	0,00
Dp discharge line [Bar]	=	0,00
Isentropic efficiency	=	0,70

Calculated:		
Qe [kJ/kg]	=	1097,751
Qc [kJ/kg]	=	1539,820
W [kJ/kg]	=	442,069
COP [-]	=	2,48
Pressure ratio [-]	=	6,956

Dimensioning:		
Qe [kW]	=	181,026
Qc [kW]	=	253,926
m [kg/s]	=	0,16490631
V [m^3/h]	=	319,9242
Volumetric efficiency	=	0,00
Displacement [m^3/h]	=	0
W [kW]	=	72,900
Q loss [kW]	=	0,000

****
********** Coordinates **********
****

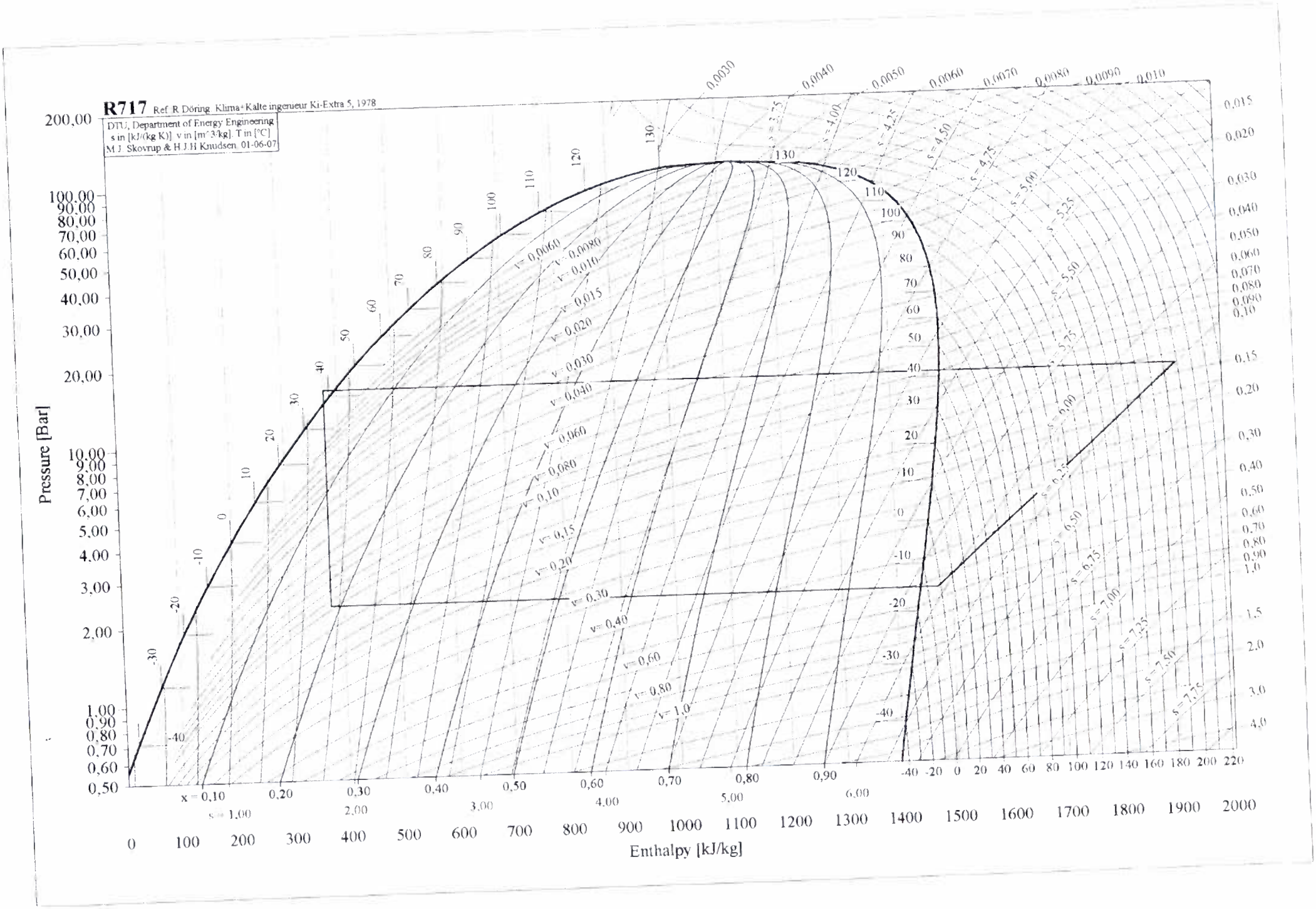
Cycle: GRASSO 2
Refrigerant: R717
Values at points 1-6,15 for the selected one stage cycle



Point	T [°C]	P [bar]	v [m^3/kg]	h [kJ/kg]	s [kJ/(kg K)]
1	-2,000	2,362	0,538899	1474,614	5,9431
2	198,505	16,429	0,135940	1916,683	6,2410
3	198,505	16,429	0,135940	1916,683	6,2410
4	38,000	16,429	N/A	376,862	N/A
5	-15,000	2,362	N/A	376,862	N/A
6	-2,000	2,362	0,538894	1474,614	5,9430
15	N/A	16,429	N/A	376,862	N/A

****

Copyright © 1999 Dep. of Energy Engineering, DTU
M.J. Skovrup & H.J.H Knudsen 01-06-06


R717 Ref. R Döring, Klima+Kälte ingenieur Ki-Extra 5, 1978
DTU, Department of Energy Engineering
s in [kJ/(kg K)], v in [m^3/kg], T in [°C]
M.J. Skovrup & H.J.H. Knudsen, 01-06-07
Pressure [Bar]
Enthalpy [kJ/kg]
200,00
100,00
90,00
80,00
70,00
60,00
50,00
40,00
30,00
20,00
10,00
9,00
8,00
7,00
6,00
5,00
4,00
3,00
2,00
1,00
0,90
0,80
0,70
0,60
0,50
0 100 200 300 400 500 600 700 800 900 1000 1100 1200 1300 1400 1500 1600 1700 1800 1900 2000
-40 -20 0 20 40 60 80 100 120 140 160 180 200 220
x = 0,10
0,20
0,30
0,40
0,50
0,60
0,70
0,80
0,90
s = 1,00
2,00
3,00
4,00
5,00
6,00
v= 0,0060
v= 0,0080
v= 0,010
v= 0,015
v= 0,020
v= 0,030
v= 0,040
v= 0,060
v= 0,080
v= 0,10
v= 0,15
v= 0,20
v= 0,30
v= 0,40
v= 0,60
v= 0,80
v= 1,0
s = 3,75
s = 4,00
s = 4,25
s = 4,50
s = 4,75
s = 5,00
s = 5,25
s = 5,50
s = 5,75
s = 6,00
s = 6,25
s = 6,50
s = 6,75
s = 7,00
s = 7,25
s = 7,50
s = 7,75
0,0030
0,0040
0,0050
0,0060
0,0070
0,0080
0,0090
0,010
0,015
0,020
0,030
0,040
0,050
0,060
0,070
0,080
0,090
0,10
0,15
0,20
0,30
0,40
0,50
0,60
0,70
0,80
0,90
1,0
1,5
2,0
3,0
4,0

Cycle: GRASSO 3
Refrigerant: R717

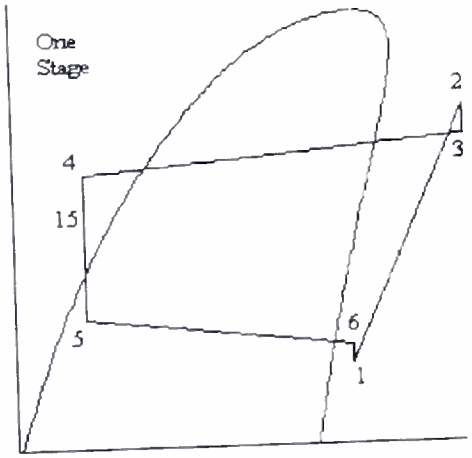
Data:		
Te [°C]	=	-5,00
Tc [°C]	=	42,00
DT subcooling [K]	=	6,00
DT superheat [K]	=	2,00
Dp condenser [Bar]	=	0,00
Dp liquid line [Bar]	=	0,00
Dp evaporator [Bar]	=	0,00
Dp suction line [Bar]	=	0,00
Dp discharge line [Bar]	=	0,00
Isentropic efficiency	=	0,70

Calculated:		
Qe [kJ/kg]	=	1093,002
Qc [kJ/kg]	=	1417,072
W [kJ/kg]	=	324,070
COP [-]	=	3,37
Pressure ratio [-]	=	4,631

Dimensioning:		
Qe [kW]	=	245,872
Qc [kW]	=	318,772
m [kg/s]	=	0,22495111
V [m^3/h]	=	283,0682
Volumetric efficiency	=	0,00
Displacement [m^3/h]	=	0
W [kW]	=	72,900
Q loss [kW]	=	0,000

****
********** Coordinates **********
****

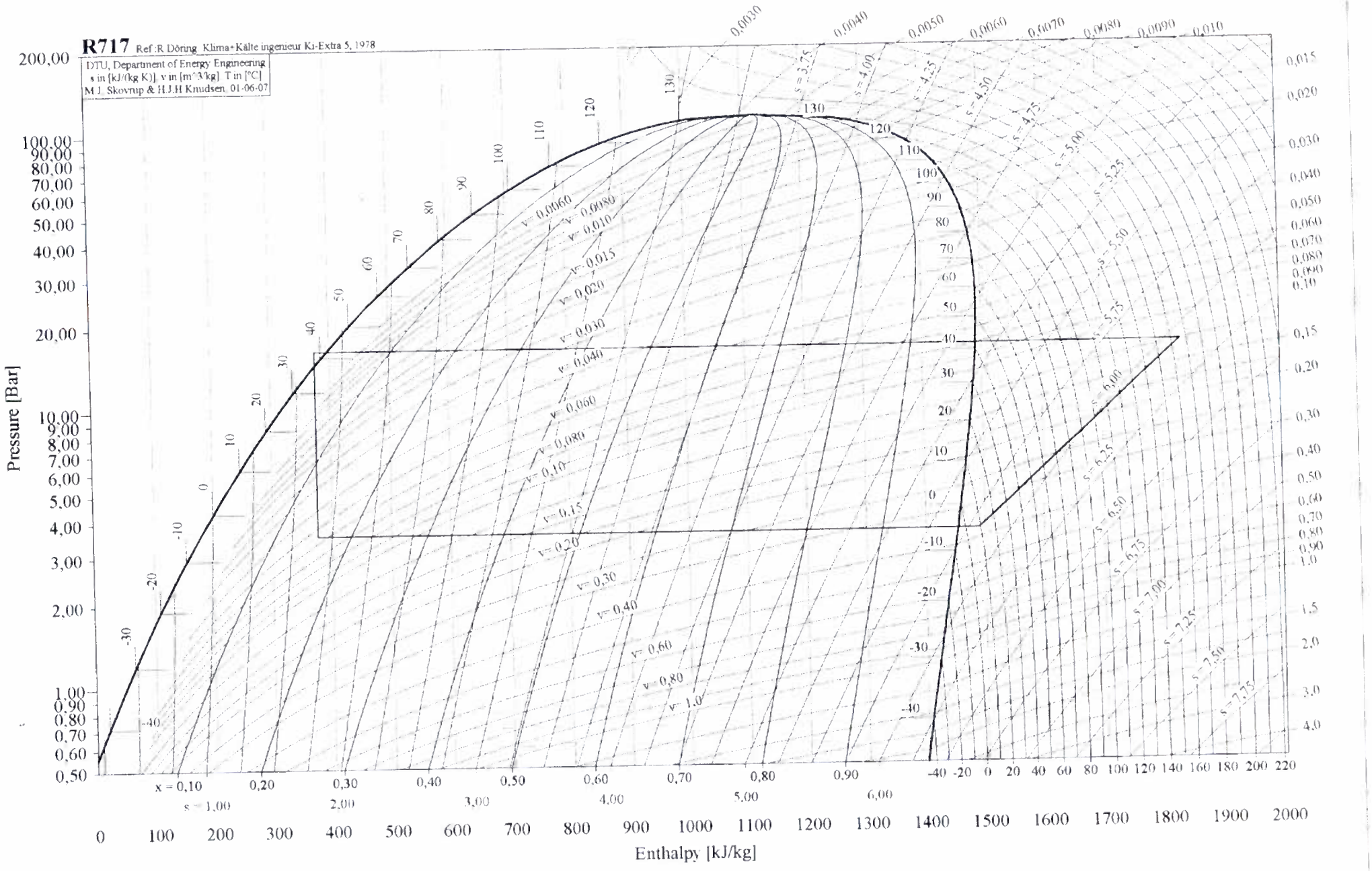
Cycle: GRASSO 3
Refrigerant: R717
Values at points 1-6,15 for the selected one stage cycle



Point	T [°C]	P [bar]	v [m^3/kg]	h [kJ/kg]	s [kJ/(kg K)]
1	-3,000	3,548	0,349543	1460,334	5,7013
2	146,703	16,429	0,118919	1784,405	5,9439
3	146,703	16,429	0,118919	1784,405	5,9439
4	36,000	16,429	N/A	367,333	N/A
5	-5,000	3,548	N/A	367,333	N/A
6	-3,000	3,548	0,349535	1460,334	5,7013
15	N/A	16,429	N/A	367,333	N/A

****

Copyright © 1999 Dep. of Energy Engineering, DTU
M.J. Skovrup & H.J.H Knudsen 01-06-06


R717 Ref:R Döring, Klima+Kälte ingenieur Ki-Extra 5, 1978
DTU, Department of Energy Engineering
s in [kJ/(kg K)], v in [m^3/kg], T in [°C]
M.J. Skovrup & H.J.H Knudsen, 01-06-07
Pressure [Bar]
Enthalpy [kJ/kg]
200,00
100,00
90,00
80,00
70,00
60,00
50,00
40,00
30,00
20,00
10,00
9,00
8,00
7,00
6,00
5,00
4,00
3,00
2,00
1,00
0,90
0,80
0,70
0,60
0,50
0 100 200 300 400 500 600 700 800 900 1000 1100 1200 1300 1400 1500 1600 1700 1800 1900 2000
-40 -20 0 20 40 60 80 100 120 140 160 180 200 220
x = 0,10 0,20 0,30 0,40 0,50 0,60 0,70 0,80 0,90
s = 1,00 2,00 3,00 4,00 5,00 6,00
v= 0,0060
v= 0,0080
v= 0,010
v= 0,015
v= 0,020
v= 0,030
v= 0,040
v= 0,060
v= 0,080
v= 0,10
v= 0,15
v= 0,20
v= 0,30
v= 0,40
v= 0,60
v= 0,80
v= 1,0
s = 3,75
s = 4,00
s = 4,25
s = 4,50
s = 4,75
s = 5,00
s = 5,25
s = 5,50
s = 5,75
s = 6,00
s = 6,25
s = 6,50
s = 6,75
s = 7,00
s = 7,25
s = 7,50
s = 7,75

Cycle: SULZER 2CV
Refrigerant: R717
Data:

Te [°C]	=	-13,00
Tc [°C]	=	34,00
DT subcooling [K]	=	3,00
DT superheat [K]	=	10,00
Dp condenser [Bar]	=	0,00
Dp liquid line [Bar]	=	0,00
Dp evaporator [Bar]	=	0,00
Dp suction line [Bar]	=	0,00
Dp discharge line [Bar]	=	0,00
Isentropic efficiency	=	0,70

Calculated:

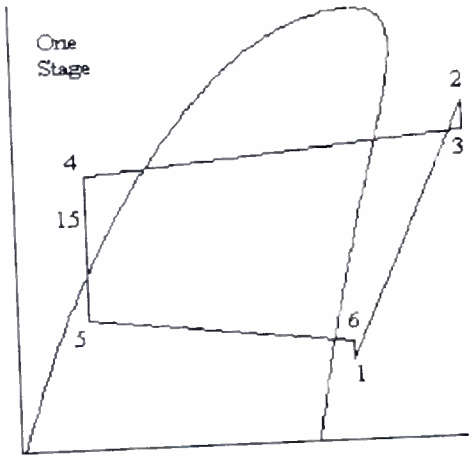
Qe [kJ/kg]	=	1126,422
Qc [kJ/kg]	=	1482,003
W [kJ/kg]	=	355,582
COP [-]	=	3,17
Pressure ratio [-]	=	5,106

Dimensioning:

Qe [kW]	=	230,935
Qc [kW]	=	303,835
m [kg/s]	=	0,20501614
V [m^3/h]	=	362,6840
Volumetric efficiency	=	0,00
Displacement [m^3/h]	=	0
W [kW]	=	72,900
Q loss [kW]	=	0,000

****
********** Coordinates **********
****

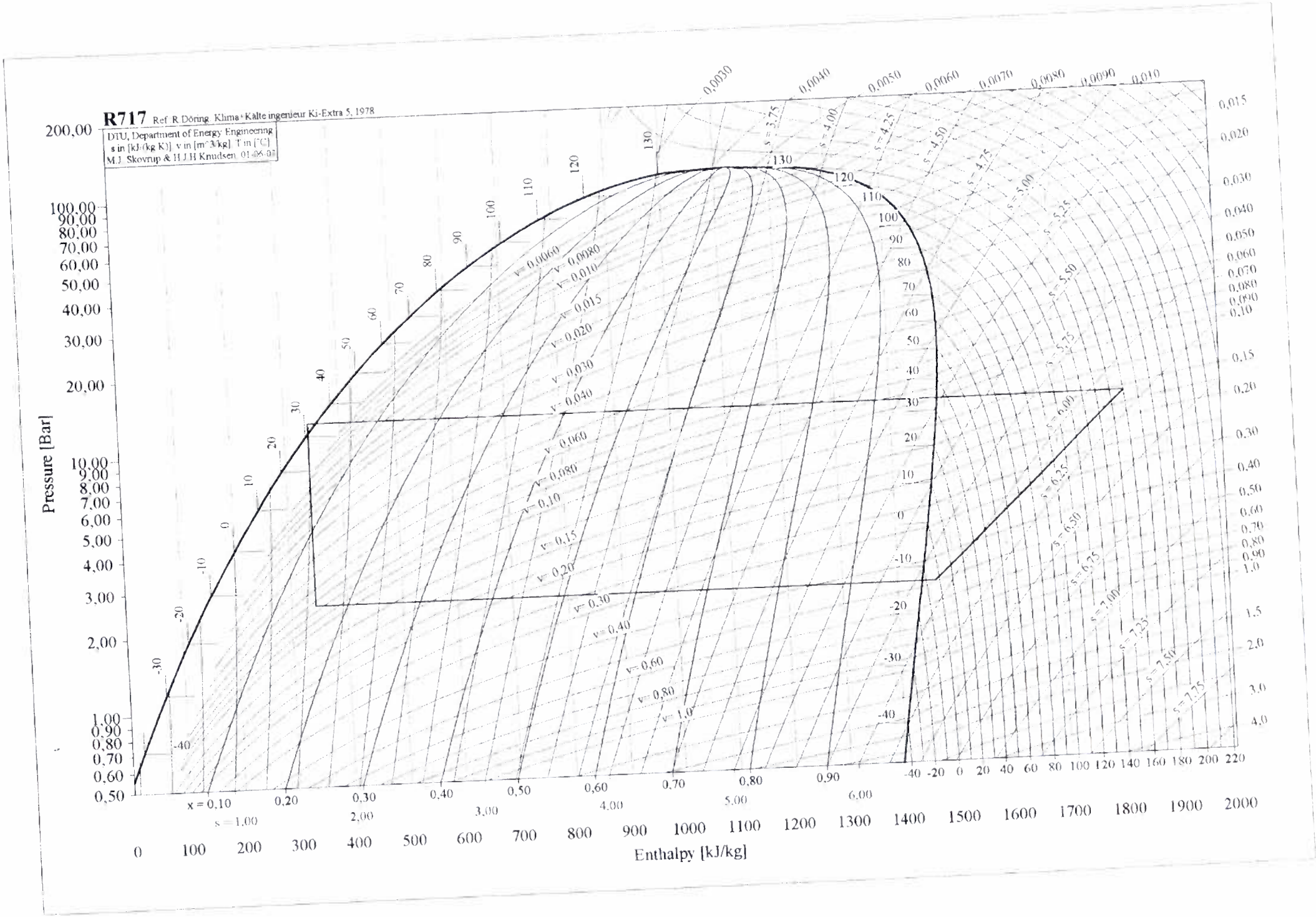
Cycle: SULZER 2CV
Refrigerant: R717
Values at points 1-6,15 for the selected one stage cycle



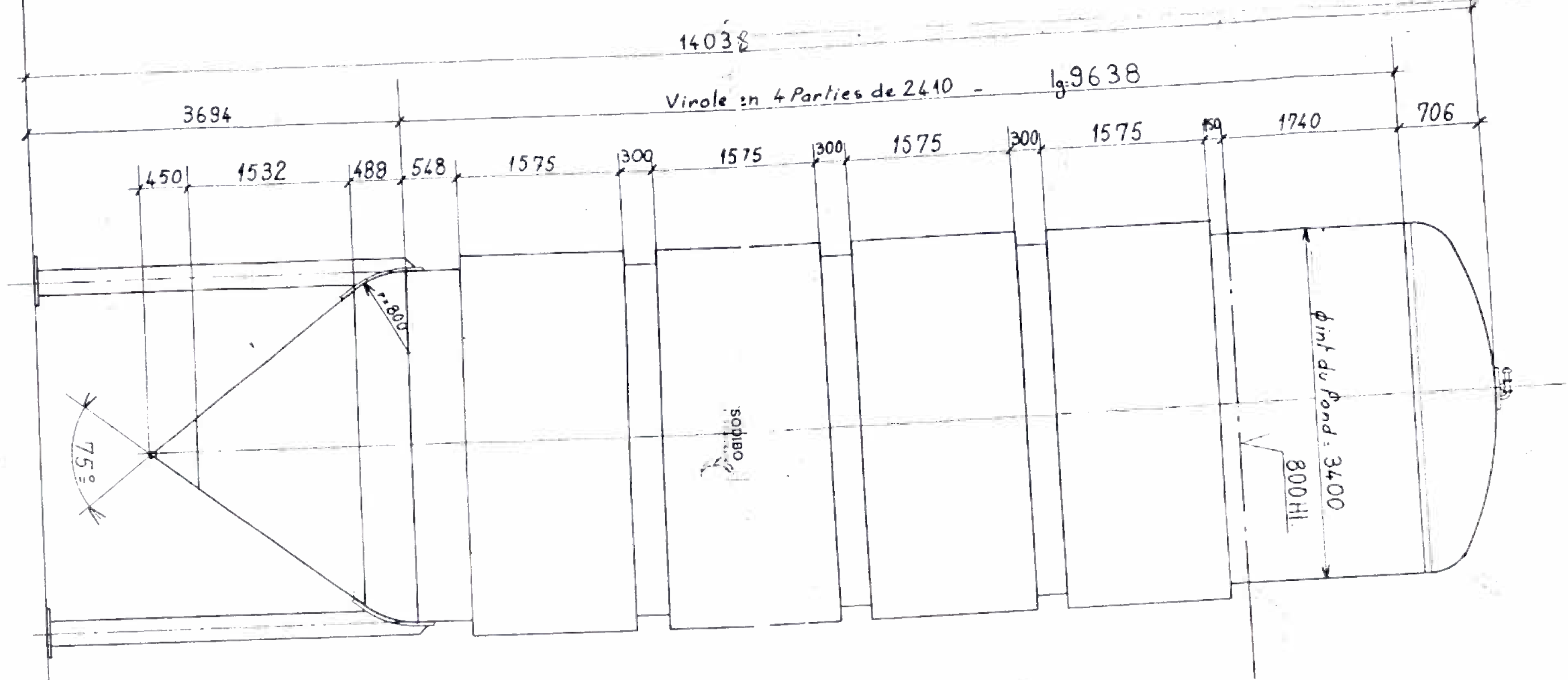
Point	T [°C]	P [bar]	v [m^3/kg]	h [kJ/kg]	s [kJ/(kg K)]
1	-3,000	2,570	0,491403	1470,178	5,8872
2	160,256	13,121	0,155954	1825,760	6,1463
3	160,256	13,121	0,155954	1825,760	6,1463
4	31,000	13,121	N/A	343,757	N/A
5	-13,000	2,570	N/A	343,757	N/A
6	-3,000	2,570	0,491397	1470,178	5,8872
15	N/A	13,121	N/A	343,757	N/A

****

Copyright © 1999 Dep. of Energy Engineering, DTU
M.J. Skovrup & H.J.H Knudsen 01-06-06


R717 Ref. R.Döring, Klima + Kälte ingenieur Ki-Extra 5, 1978
DTU, Department of Energy Engineering
s in [kJ/(kg K)], v in [m^3/kg], T in [°C]
M.J. Skovrup & H.J.H. Knudsen, 01-05-07
Pressure [Bar]
Enthalpy [kJ/kg]
200,00
100,00
90,00
80,00
70,00
60,00
50,00
40,00
30,00
20,00
10,00
9,00
8,00
7,00
6,00
5,00
4,00
3,00
2,00
1,00
0,90
0,80
0,70
0,60
0,50
0 100 200 300 400 500 600 700 800 900 1000 1100 1200 1300 1400 1500 1600 1700 1800 1900 2000
-40 -20 0 20 40 60 80 100 120 140 160 180 200 220
x = 0,10 0,20 0,30 0,40 0,50 0,60 0,70 0,80 0,90
s = 1,00 2,00 3,00 4,00 5,00 6,00
v= 0,0060
v= 0,0080
v= 0,010
v= 0,015
v= 0,020
v= 0,030
v= 0,040
v= 0,060
v= 0,080
v= 0,10
v= 0,15
v= 0,20
v= 0,30
v= 0,40
v= 0,60
v= 0,80
v= 1,0
s = 3,75
s = 4,00
s = 4,25
s = 4,50
s = 4,75
s = 5,00
s = 5,25
s = 5,50
s = 5,75
s = 6,00
s = 6,25
s = 6,50
s = 6,75
s = 7,00
s = 7,25
s = 7,50
s = 7,75
0,0030
0,0040
0,0050
0,0060
0,0070
0,0080
0,0090
0,010
0,015
0,020
0,030
0,040
0,050
0,060
0,070
0,080
0,090
0,10
0,15
0,20
0,30
0,40
0,50
0,60
0,70
0,80
0,90
1,0
1,5
2,0
3,0
4,0

Annexe V : Schema d'un TOD avec ses caracteristiques



Chaudronnerie de Charenton
13, Rue Jean Pigeon - Charenton - 368. 33. 00.

TANK 800 Hl - SAFI
OUAGADOUGOU

FA7534

Date: 13/08/
Dessiné: BM
Vérifié:

USINES MEURA

CUVES CYLINDRO - CONIQUES OUTDOOR

	INOX	ACIER
nombre de tanks : 12		
volume utile 800 hl		953 hl
volume géométrique : 945 hl		10.180 mm
longueur : hors fonds 10.180 mm		3.750 mm
diamètre : intérieur 3750 mm		9 mm
épaisseur du cône : 4 mm		9 - 10mm
épaisseur de la virole : 4 mm		10 mm
épaisseur du dôme : 5 mm		A 37 DIN 17.100
type de l'acier : 832 MV		1,5 bar
pression de service : 1,5 bar		1,95 "
pression d'épreuve : 1,95 "		Meuracoat
revêtement :		résine epoxy sans solvant
nature :		500 microns
épaisseur :		5 ans
Garantie de qualité et durée :		
Portes trou d'homme :		idem
matériau : inox		
dimensions : partie inférieure 450 mm partie supérieure 600 mm		
Autres accessoires et description		en acier

- 1 couronne support avec semelles en acier
- 2 oreilles de levage en inox
- 1 tubulure de vidange ∅ 80 mm avec vanne
- 1 dispositif de nettoyage en place avec lanterne
- 1 thermomètre à cadran avec gaine CO2
- 1 robinet de prise d'échantillons type PEMS Servinox
- 1 trou d'homme en inox ∅ 600 mm avec collerette
- 1 régulation de température

USINES MEURA

jaquettes :		
nombre :	3	2
surface :	62 m2 totale(sans cône)	60 m2 totale(sans cône)
matériau :	832 HV	A 37 DIN 17.100
pression de service :	2 bar	2 bar
pression d'épreuve :	2,6 bar	2,6 bar
isolant		
matériau	polyuréthane recouvert d'une tôle acier galvanisé	idem
épaisseur	polyuréthane 80 mm : acier galvanisé 1 mm	idem

BRAKINA

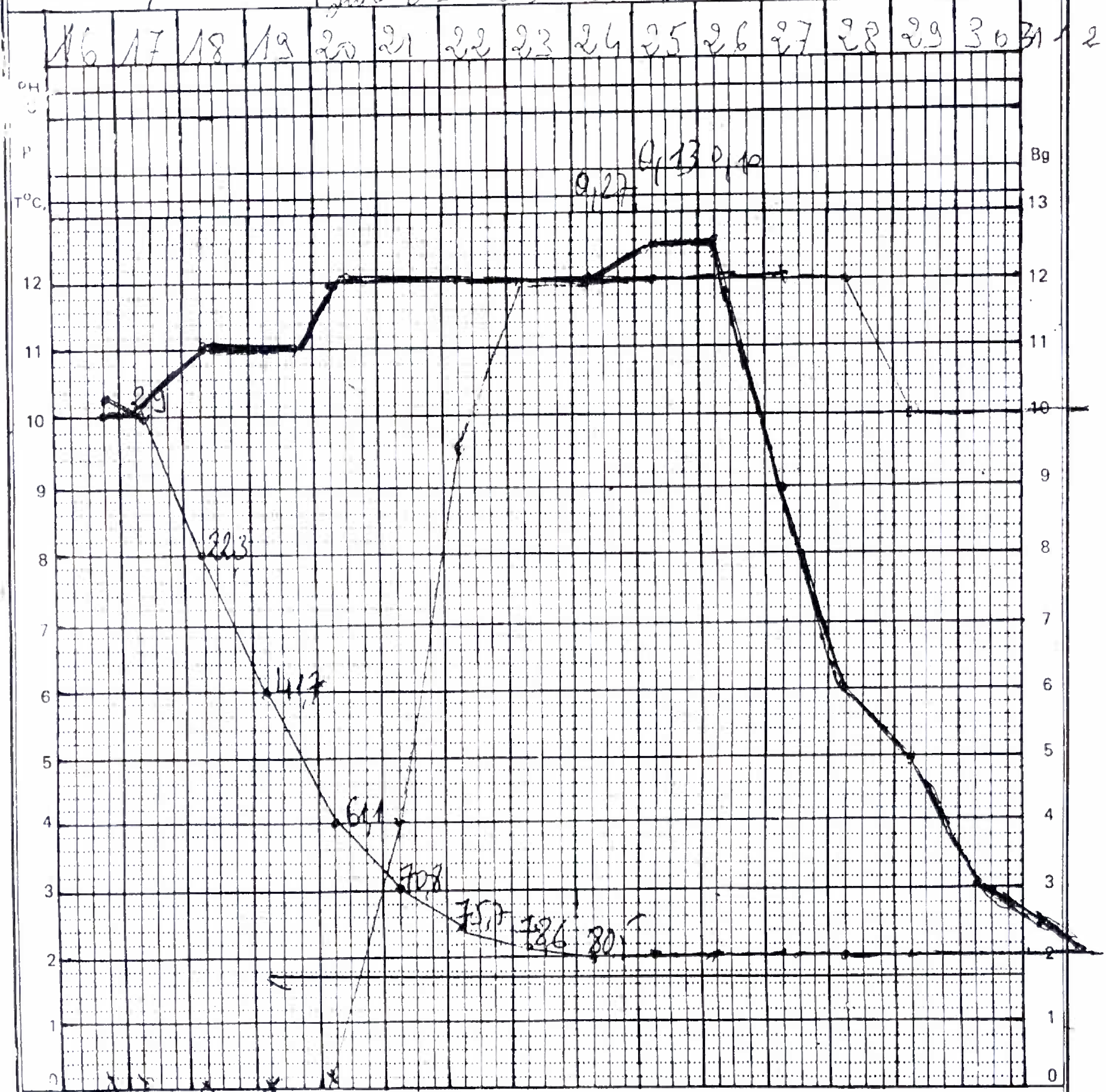
Annexe VI : Graphique du cycle de la fermentation

1508 + 60 = 1368 -

Rma

Imp. de la SAVANE

Cuve n° T 2	Date 16-2-01	Brassins N° 74-75-76-77 78-79-80 (10,3 10,3 10,3 10,3)	Balling initial 10,3 Bg	%
Levain 1 b 25,6.10⁶ /ml @ 5 mn Aps TOD plein Propagation	Traversé le (10,3 10,3 10,3) ... 3-4-01 Tanks ... TBF 3 (710 hl) 590		Balling limite 1,68 Bg	83,6 %
Viabilité 89 %	... TOD 10 et reste ... 6 et 7 ... 3-4-6 ... 34		Isohumulones	
			Oxygène (mg/l)	



Observations: COBAYE

ANNEXE VII : CARACTERISTIQUES DE LA SAUMURE (CaCl2) ET DE L' EAU GLYCOLEE UTILISEES A LA BRAKINA DE BOBO

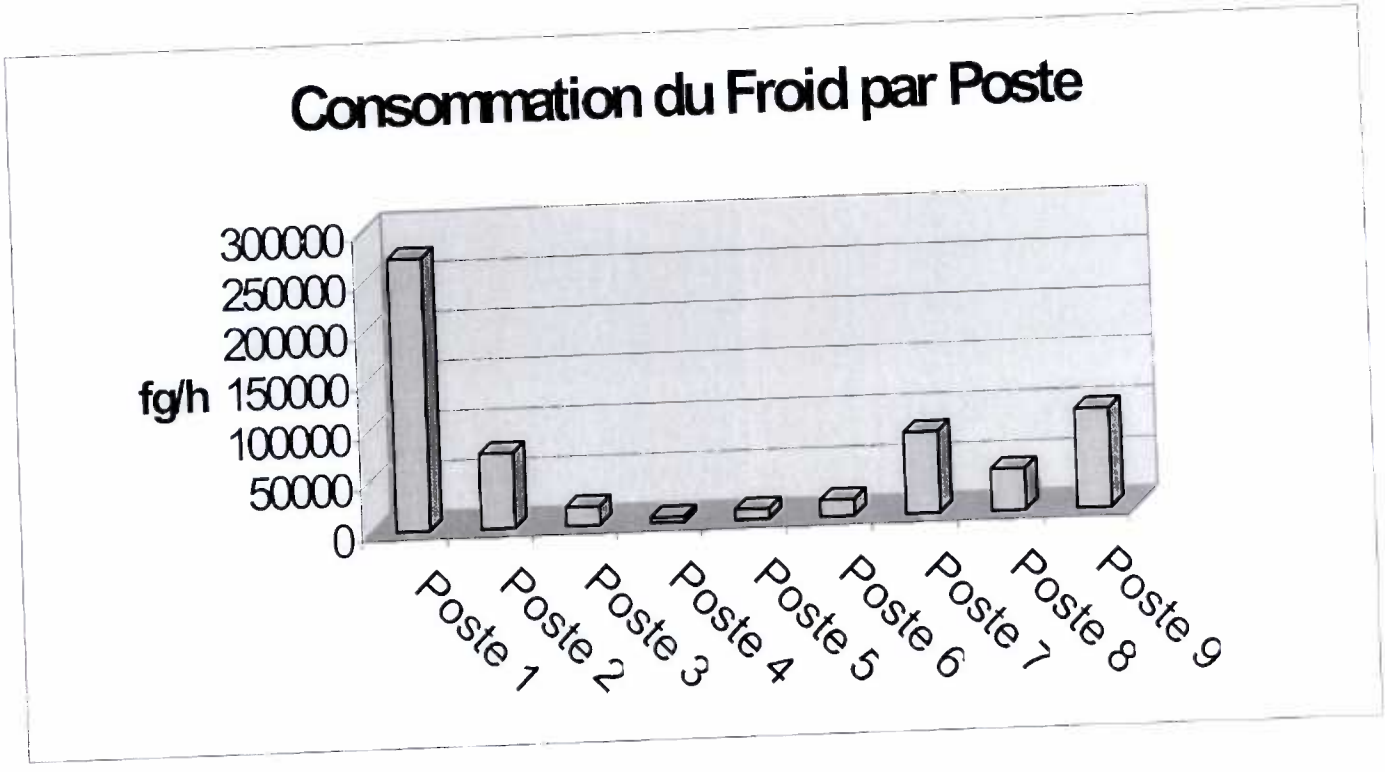
- SAUMURE POUR LA GLACE (SOLUTION DE CaCl2)

Date	pH	Densité	Point de congélation (°c)
02/04/01	7.37	13.1	-6.6
09/04/01	7.29	10.7	-4.8
17/04/01	7.53	12.5	-6.1
23/04/01	7.18	10.7	-4.8
30/04/01	7.52	11.9	-5.7
Moyenne	**7.38**	**11.78**	**-5.6**

- EAU GLYCOLEE

Date	pH	Densité (kg/m3)	Point de congélation (°c)	Concentration (%)
02/04/01	8.01	1019.5	-12.5	29.5
09/04/01	8.12	1019.0	-12.0	29.0
17/04/01	8.48	1020.0	-12.5	30.0
23/04/01	8.05	1019.5	-12.5	29.5
30/04/01	8.42	1020.0	-12.5	30.0
Moyenne	**8.22**	**1019.6**	**-12.4**	**29.6**

ANNEXE VIII : GRAPHIQUE COMPARATIF DES POSTES DE CONSOMMATION DU FROID



ANNEXE IX : FICHES DE MESURES POUR LES GROUPES FRIGORIFIQUES

1) BOUCLE FLUIDE FRIGORIGENE

Date :.....
Nom du groupe frigorifique : .....

	8 h	10 h	12 h	15 h	17 h	moyenne
Haute pression (bar)						
Basse pression (bar)						
Pression d'huile (bar)						
Température entrée compresseur (°c)						
Température sortie compresseur (°c)						
Température entrée évaporateur (°c)						
Température sortie évaporateur (°c)						
Température entrée condenseur (°c)						
Température sortie condenseur (°c)						

2) BOUCLE EAU GLYCOLEE

Date : .....
Nom du groupe frigorifique : .....

	8 h	**10 h**	**12 h**	**15 h**	**17 h**	**Moyenne**
Température entrée évaporateur (°c)						
Température sortie évaporateur (°c)						

3) BOUCLE EAU CONDENSEUR

Date :.....

Nom du groupe frigorifique : .....

	8 h	10 h	12 h	15 h	17 h	Moyenne
Température entrée condenseur (°c)						
Température sortie condenseur (°c)						

4) TOUR D'EAU DE REFROIDISSEMENT

Date :.....

Nom du groupe frigorifique associé : .....

	8 h	10 h	12 h	15 h	17 h	Moyenne
Température entrée eau (°c)						
Température sortie eau (°c)						
Température humide (°c)						

TABLEAUX

Tableau I : Refroidissement du moût

Tableau II : Refroidissement de la bière avant la filtration

Tableau III : Refroidissement de la bière avant le soutirage

Tableau IV : Refroidissement du sirop brut filtré de BG

Tableau V : Refroidissement de l'eau à ajouter au sirop fini de BG

TABLEAU I : REFROIDISSEMENT DU MOUT

Date	Heure début	Heure fin	Quantité refroidie (hl)	Débit (hl/h)
02/04/01	14h50	17h20	214	85.6
03/04/01	13h45	15h35	216	117.82
	16h20	18h25	214	102.72
	19h20	21h15	214	111.65
	22h00	23h55	222	115.83
04/04/01	0h45	2h30	214	122.28
	3h30	5h30	215	107.50
	6h15	8h10	212	110.61
	9h05	11h05	219	109.50
	12h05	14h00	215	112.17
09/04/01	16h00	17h40	210	126.00
	18h35	20h10	208	131.37
	21h00	22h40	213	127.80
10/04/01	16h30	18h20	216	117.82
	19h10	20h50	210	126.00
	21h50	0h10	224	96.00
11/04/01	16h00	17h50	214	116.73
	18h40	20h20	212	127.20
	21h10	23h35	218	90.21
13/04/01	16h05	18h15	213	98.31
	19h30	21h25	208	108.52
	22h10	0h40	216	86.40
17/04/01	14h30	16h30	209	104.50
	17h35	19h30	217	113.22
	20h30	22h55	217	89.79
19/04/01	13h35	15h35	234	117.00
	16h40	18h40	210	105.00
	20h15	22h10	210	109.56
	23h25	1h20	210	109.56
20/04/01	2h40	4h35	211	110.09
	5h45	7h45	211	105.50
	8h55	11h10	221	98.22
23/04/01	16h50	18h40	211	115.09
	19h55	21h45	210	114.54
	22h45	1h00	210	93.33
25/04/01	12h15	14h05	214	116.73
	17h20	19h05	211	120.57
	20h35	22h35	211	105.50
26/04/01	13h50	15h40	213	116.18
	16h30	18h10	212	127.20
	19h15	21h00	217	124.00

TABLEAU II : REFROIDISSEMENT DE LA BIERE FERMENTEE A L'ENTREE DU FILTRE

Date	Heure début	Heure fin	Quantité refroidie (hl)	Débit (hl/h)
02/04/01	8h20	14h09	750	128.94
03/04/01	8h15	14h55	850	127.50
05/04/01	8h36	14h20	750	130.81
09/04/01	8h03	13h44	642	112.96
10/04/01	8h50	13h42	540	110.96
11/04/01	7h47	15h03	607	83.53
13/04/01	8h10	13h56	688	119.30
17/04/01	7h01	13h11	640	103.78
18/04/01	9h10	17h40	1000	117.65
23/04/01	7h05	14h52	659	84.67
24/04/01	12h36	13h53	16	12.47
25/04/01	6h28	12h14	661	114.62
	15h18	21h05	750	129.68
30/04/01	7h07	13h09	750	124.31

TABLEAU III : REFROIDISSEMENT DE LA BIERE FILTREE A L'ENTREE DE LA SOUTIREUSE BIERE

Date	Heure début	Heure fin	Quantité refroidie (hl)	Débit (hl/ h)
02/04/01	7h45	20h00	575	46.939
03/04/01	12h00	18h25	168	19.019
	18h35	21h00		
04/04/01	14h00	5h35	773	49.604
06/04/01	7h30	9h45	670	55.448
	9h50	19h40		
09/04/01	9h35	12h30	530	48.550
	12h40	20h40		
10/04/01	6h45	20h45	730	52.143
12/04/01	9h45	18h	317	28.388
	18h10	21h05		
13/04/01	8h30	20h45	570	46.531
17/04/01	7h20	10h05	532	40.151
	10h15	20h45		
18/04/01	6h45	20h40	680	48.862
19/04/01	7h45	11h30	609	50.400
	11h40	20h00		
23/04/01	7h30	20h50	558	41.850
24/04/01	6h50	9h30	518	48.945
	9h40	17h35		
25/04/01	10h30	20h45	440	42.927
26/04/01	8h20	20h45	616	49.611
30/04/01	7h35	11h00	331	43.174
	11h10	15h25		

TABLEAU IV : REFROIDISSEMENT DU SIROP BRUT DE BG

Date	Produit	Quantité de sirop brut refroidie (litre)
02/04/01	Sprite	2425
	Fanta orange	1750
03/04/01	Coca cola	2350
04/04/01	Fanta cocktail	1350
	Coca cola	2350
05/04/01	Tonic coca	2950
	Fanta orange	1750
09/04/01	Sprite	1800
	Coca cola	2350
10/04/01	Fanta orange	1750
	Tonic coca	2900
11/04/01	Sprite	1150
	Coca cola	2300
	Tonic coca	1350
12/04/01	Fanta orange	1750
13/04/01	Sprite	1150
	Coca cola	2300
17/04/01	Fanta orange	1700
	Sprite	1100
18/04/01	Coca cola	2300
	Fanta orange	1700
	Sprite	1150
19/04/01	Tonic coca	2900
	Coca cola	2350
20/04/01	Fanta citron	1300
23/04/01	Sprite	1100
24/04/01	Coca cola	2300
	Fanta orange	1700
25/04/01	Sprite	1000
	Fanta citron	1200
	Tonic coca	2800
26/04/01	Sprite	1000
	Coca cola	2300
30/04/01	Fanta orange	1700
	Tonic coca	2150

TABLEAU V : REFROIDISSEMENT DE L' EAU A AJOUTER AU SIROP FINI DE BG

Date	Heure début	Heure fin	Quantité d'eau refroidie (l)	Débit (m^3/h)
03/04/01	8h45	12h50	8140	1.99
	13h45	19h15	13500	2.45
04/04/01	7h00	11h50	13000	2.69
05/04/01	7h 00	10h00	6525	2.17
	11h30	16h40	13000	2.52
06/04/01	11h00	14h35	8140	2.27
	15h30	21h20	12448	2.13
10/04/01	7h25	13h00	10125	1.81
	13h50	19h00	13000	2.52
11/04/01	7h25	10h45	8140	2.44
	11h40	20h25	17894	2.04
12/04/01	8h20	11h30	6750	2.13
	12h00	17h55	13000	2.20
	18h40	21h40	8140	2.71
14/04/01	7h20	9h45	6750	2.79
	10h30	15h25	13000	2.64
17/04/01	15h20	18h25	8140	2.64
18/04/01	7h15	11h10	6750	1.72
	11h45	17h10	13000	2.40
19/04/01	7h00	11h30	8140	1.80
	12h00	15h30	6750	1.93
	16h45	21h10	13226	1.89
	14h40*	17h15*		
20/04/01	7h10	13h45	13000	1.97
	17h55	21h05	6525	2.06
24/04/01	7h20	10h45	6750	1.97
	12h30	15h50	8140	2.44
25/04/01	7h20	12h50	13000	2.36
	13h40	19h30	12448	2.13
26/04/01	7h30	10h35	6525	2.12
	11h15	14h00	6750	2.45
27/04/01	7h20	10h00	6750	2.53
	10h50	15h50	13000	2.60
30/04/01	13h15	16h50	8140	2.27

* :refroidissement effectué le lendemain